



**МИНИСТЕРСТВО  
ОБРАЗОВАНИЯ И НАУКИ  
РОССИЙСКОЙ ФЕДЕРАЦИИ**



**ГОУ ВПО АЛТАЙСКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ  
ТЕХНИЧЕСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ  
им. И. И. Ползунова**

**И.А. Бахтина**

**Проектирование и расчёт  
очистных сооружений водопровода**

**учебное пособие  
для студентов специальности 270112  
«Водоснабжение и водоотведение»**

**Барнаул 2007 г.**

Бахтина И.А. Проектирование и расчёт очистных сооружений водопровода: учебное пособие / И.А.Бахтина: Алт. гос. техн. ун-т им. И.И. Ползунова. – Барнаул: Изд-во АлтГТУ, 2007. - 257 с.

В пособии рассматриваются методики проектирования и расчета очистных сооружений водопровода, как основных так и вспомогательных сооружений.

Рассмотрены и одобрены  
на заседании кафедры  
“Теплотехника, гидравлика,  
водоснабжение и водоотведение”

Протокол № 7 от “5” марта 2006г.

Рецензент: к.т.н., доцент Л.И. Бельдеева

## Содержание

- 1 ВЫБОР СХЕМЫ И ОПРЕДЕЛЕНИЕ ПРОИЗВОДИТЕЛЬНОСТИ СТАНЦИИ
  - 1.1 Определение производительности станции
  - 1.2 Выбор технологической схемы очистки и состава основных сооружений
- 2 ВЫБОР ВИДА И ОПРЕДЕЛЕНИЕ ДОЗ РЕАГЕНТОВ
  - 2.1 Определение дозы коагулянта
  - 2.2 Определение дозы щелочного реагента
  - 2.3 Определение дозы флокулянта
  - 2.4 Определение дозы хлора
  - 2.5 Определение концентрации взвешенных веществ в воде
- 3 РЕАГЕНТНОЕ ХОЗЯЙСТВО
  - 3.1 Расчёт оборудования для приготовления, хранения и дозирования коагулянта
  - 3.2 Расчёт оборудования для приготовления, хранения и дозирования раствора подщелачивающего реагента
  - 3.3 Расчёт оборудования для приготовления, хранения и дозирования раствора флокулянта
  - 3.4 Расчёт оборудования для обеззараживания воды
- 4 ВЫБОР И РАСЧЁТ СМЕСИТЕЛЯ
- 5 РАСЧЁТ ВОЗДУХООТДЕЛИТЕЛЯ
- 6 РАСЧЁТ КАМЕРЫ ХЛОПЬЕОБРАЗОВАНИЯ И ОТСТОЙНИКА
- 7 РАСЧЁТ ОСВЕТИТЕЛЯ СО ВЗВЕШЕННЫМ СЛОЕМ ОСАДКА
- 8 РАСЧЁТ СКОРЫХ ФИЛЬТРОВ
  - 8.1 Скорые фильтры с промывкой водой
  - 8.2 Скорые фильтры с водо-воздушной промывкой
  - 8.3 Напорные фильтры
- 9 РАСЧЁТ КОНТАКТНЫХ ОСВЕТИТЕЛЕЙ
- 10 РАСЧЁТ БАРАБАНЫХ ФИЛЬТРОВ
- 11 РАСЧЁТ КОНТАКТНЫХ ПРЕФИЛЬТРОВ

- 12 РАСЧЕТ КРУПНОЗЕРНИСТЫХ ФИЛЬТРОВ
  - 13 РАСЧЕТ ПРЕДВАРИТЕЛЬНЫХ ФИЛЬТРОВ
  - 14 РАСЧЕТ МЕДЛЕННЫХ ФИЛЬТРОВ
  - 15 ПЕСКОВОЕ ХОЗЯЙСТВО
  - 16 РЕЗЕРВУАРЫ ЧИСТОЙ ВОДЫ
  - 17 СОСТАВЛЕНИЕ ВЫСОТНОЙ СХЕМЫ
  - 18 ИСПОЛЬЗОВАНИЕ ВОДЫ ОТ ПРОМЫВКИ  
ФИЛЬТРОВ
  - 19 СООРУЖЕНИЯ ДЛЯ ОБРАБОТКИ ОСАДКА
  - 20 РАСЧЁТ ЭКСПЛУАТАЦИОННЫХ ЗАТРАТ НА  
СТАНЦИИ ВОДОПОДГОТОВКИ
- Литература
- ПРИЛОЖЕНИЕ

# 1 ВЫБОР СХЕМЫ И ОПРЕДЕЛЕНИЕ ПРОИЗВОДИТЕЛЬНОСТИ СТАНЦИИ

## 1.1 Определение производительности станции

Станция водоочистки рассчитывается на равномерную работу в течение суток, если её полная производительность составляет не менее 3000 м<sup>3</sup>/сут.

Полная производительность водоочистных сооружений складывается из полезной производительности и расхода воды на собственные нужды (промывка фильтров или контактных осветлителей, продувка отстойников или осветлителей со взвешенным слоем осадка). Полезная суточная производительность станции принимается равной расходу в сутки наибольшего водопотребления и определяется с учётом пополнения противопожарных запасов, которые хранятся в резервуарах чистой воды или в пожарных водоёмах.

$$Q_{полн} = Q_{нст} + Q_{полезн}, \quad (1)$$

где  $Q_{полн}$  – полная производительность станции водоочистки, м<sup>3</sup>/сут;

$Q_{нст}$  – расход воды на собственные нужды станции, м<sup>3</sup>/сут, предварительно определяется по формуле (2), а в дальнейшем уточняется расчетами

$$Q_{нст} = \alpha \cdot Q_{полезн}, \quad (2)$$

где  $\alpha$  – коэффициент, учитывающий расход воды на собственные нужды станции предварительно принимается по п.6.6 /1/ ( $\alpha = 3 - 4\%$  при повторном использовании промывной воды,  $\alpha = 10 - 14\%$  без повторного использования);

$Q_{полезн}$  – полезная производительность станции, м<sup>3</sup>/сут.

## **1.2 Выбор технологической схемы очистки и состава основных сооружений**

Выбор схемы и определение состава основных сооружений очистки производится в зависимости от полной производительности станции и основных показателей качества исходной воды (максимальной мутности и цветности) по таблице 15 /1/ и в соответствии с указаниями, приведёнными в п.6.2 – 6.3 /1/. При соответствующих обоснованиях допускается отступление от рекомендаций СНиП.

При среднемесячном содержании в воде планктона свыше  $1000 \text{ кл/см}^3$  следует устанавливать микрофильтры, при содержании в воде крупных плавающих и взвешенных примесей применяют барабанные фильтры. Выбор микрофильтров производится по таблице 6 /2/. Выбор барабанных фильтров осуществляется согласно п.6.11 – 6.14 /1/ и данным таблицы 8 /2/ или по таблице П1 Приложения.

## 2 ВЫБОР ВИДА И ОПРЕДЕЛЕНИЕ ДОЗ РЕАГЕНТОВ

### 2.1 Определение дозы коагулянта

Одним из наиболее распространённых и широко применяемых на практике приёмов снижения содержания взвеси является осаждение под действием сил тяжести. Однако примеси обуславливающие мутность и цветность природных вод, отличаются малыми размерами, вследствие чего их осаждение происходит крайне медленно, т.к. силы диффузии превалируют над силами тяжести. Кроме этого коллоидные частицы, обуславливающие мутность и цветность, в неочищенной воде несут отрицательный поверхностный заряд, который вызывает их отталкивание и препятствует агломерации.

Использование коагулянта нейтрализует этот заряд и вызывает образование небольших хлопьев.

Коагуляцией примесей воды называют процесс укрупнения коллоидных и взвешенных частичек дисперсной системы, происходящей в результате их межмолекулярного взаимодействия и объединения в агрегаты. Этот процесс завершается отделением агрегатов слипшихся частичек от жидкой фазы.

На скорость коагуляции влияют условия перемешивания, pH, температура, щелочность, состав воды, доза коагулянта и др.

В качестве коагулянтов могут применяться следующие соединения:

- сульфат алюминия  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$ ;
- оксихлорид алюминия  $\text{Al}_2(\text{OH})_5\text{Cl} \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ ;
- алюминат натрия  $\text{NaAlO}_3$ ;
- хлорное железо  $\text{FeCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ ;
- железный купорос  $\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ ;
- сульфат железа  $\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ ;
- смешанные алюможелезистые коагулянты и др.

Наиболее распространены сульфат алюминия и хлорид железа.

Доза коагулянта ( $\text{г/м}^3$ ) рассчитывается по формуле:

$$D_{\kappa} = 4 \cdot \sqrt{C}, \quad (3)$$

где  $C$  – цветность обрабатываемой воды, град.

В соответствии с исходной максимальной мутностью по таблице 1 (или таблице 16 /1/) выбирают дозу коагулянта.

Таблица 1 – Доза коагулянта в зависимости от мутности обрабатываемой воды

Мутность воды, $\text{г/м}^3$	Доза коагулянта, $\text{г/м}^3$	Мутность воды, $\text{г/м}^3$	Доза коагулянта, $\text{г/м}^3$
менее 100	25 – 35	600 – 800	50 – 60
100 – 200	30 – 40	800 – 1000	60 – 70
200 – 400	35 – 45	1000 – 1500	70 – 80
400 – 600	45 – 50		

Применчение: 1) Меньшие дозы относятся к воде, содержащей грубодисперсную взвесь; 2) При применении контактных осветлителей и контактных префильтров дозу коагулянта необходимо принимать на 10 – 15% меньше, чем по таблице 1 или по формуле (3).

Принятое по таблице 1 значение дозы коагулянта сравнивают с дозой, полученной по формуле (3). При одновременном содержании в исходной воде взвешенных веществ и цветности для дальнейших расчетов принимают наибольшую из доз.

## 2.2 Определение дозы щелочного реагента

Коагуляция протекает хорошо при определенной щелочности воды. Если щелочности исходной воды недостаточно, то для улучшения процесса хлопьеобразования исходную воду искусственно подщелачивают. В качестве подщелачивающих реагентов применяют известь  $\text{CaO}$ , соду  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  или щелочь натрия  $\text{NaOH}$ .



Дозу подщелачивающего реагента ( $\text{г/м}^3$ ) определяют по формуле:

$$D_{щ} = K_{щ} \cdot \left( \frac{D_{\kappa}}{e_{\kappa}} - Щ_0 + 1 \right), \quad (4)$$

где  $K_{щ}$  – коэффициент, равный для извести (по  $\text{CaO}$ ) – 28; для соды ( $\text{Na}_2\text{CO}_3$ ) – 53; для щелочи натрия ( $\text{Na}_2\text{OH}$ ) – 40;

$D_{\kappa}$  – расчетная доза безводного коагулянта,  $\text{г/м}^3$ ;

$e_{\kappa}$  – эквивалентная масса безводного коагулянта,  $\text{г/г-экв}$ , равная для  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$  – 57;  $\text{FeCl}_3$  – 54;  $\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3$  – 67;

$Щ_0$  – минимальная щелочность обрабатываемой воды,  $\text{г-экв/м}^3$  ( $Щ_0 = \text{Ca}^{2+} + \text{Mg}^{2+} = \text{CO}_3^{2-}$ ).

Если величина  $D_{щ}$  получается отрицательной, то подщелачивать воду не нужно.

Подщелачивающий реагент вводится до или после добавления коагулянта. Если для коагуляции щелочности исходной воды недостаточно, то подщелачивающий реагент вводится до введения коагулянта. В высокоцветные воды подщелачивающий реагент следует добавлять после ввода коагулянта.

### 2.3 Определение дозы флокулянта

С целью увеличения размера хлопьев, и тем самым, интенсификации отделения загрязнений путем осветления и фильтрации в воду добавляют флокулянты. Наиболее часто применяемыми являются полиакриламид (ПАА) и активную кремнекислоту (АК). Дозу флокулянта определяют согласно п.6.17 /1/.

При использовании ПАА при вводе его перед отстаивателями или осветлителями со взвешенным слоем осадка его дозу принимают по таблице 2.

Таблица 2 – Доза флокулянта ПАА (безводного)

Мутность воды, г/м <sup>3</sup>	Цветность воды, град	Доза ПАА, г/м <sup>3</sup>
менее 10	более 50	1,0 – 1,5
10 – 100	30 – 100	0,3 – 0,6
100 – 500	20 – 60	0,2 – 0,5
500 – 1500	–	0,2 – 1,0

Флокулянт вводят через 2 – 4 минуты после добавления коагулянта.

## 2.4 Определение дозы хлора

Для предварительного обеззараживания и улучшения хода коагуляции и обесцвечивания, а также для улучшения санитарного состояния сооружений дозу хлора (активному) принимают в соответствии с п.6.18 /1/ (рекомендуемая доза хлора составляет 3 – 10 г/м<sup>3</sup>).

Реагент для первичного хлорирования рекомендуется вводить за 1 – 3 минуты до ввода коагулянта.

Для обеззараживания воды после заключительной стадии очистки (вторичное хлорирование) доза реагента принимается соответственно п.6.146 /1/ (для поверхностных вод после фильтрования доза хлора – 2 – 3 г/м<sup>3</sup>, для подземных источников – 0,7 – 1,0 г/м<sup>3</sup>).

## 2.5 Определение концентрации взвешенных веществ в воде

Содержание взвешенных веществ в воде увеличивается после добавления реагентов и определяется по формуле:

$$C_g = M + K_k \cdot D_k + 0,25 \cdot Ц + B_u, \quad (5)$$

где  $C_g$  – концентрация взвешенных веществ, поступающих в отстойник, г/м<sup>3</sup>;

$M$  – количество взвешенных веществ в очищаемой воде, г/м<sup>3</sup>;

$K_k$  – коэффициент, учитывающий количество нерастворимых веществ, вносимых коагулянтom и образующихся при его гидролизе, принимается для очищенного сернокислого алюминия 0,5; для неочищенного – 1,2; для хлорного железа – 0,8;

$B_u$  – количество нерастворимых веществ, вносимых с известью,  $\text{г/м}^3$ , определяется по формуле:

$$B_u = \frac{D_{из}}{K_u} - D_{из}, \quad (6)$$

где  $D_{из}$  – доза извести по  $\text{CaO}$ ,  $\text{г/м}^3$ ;

$K_u$  – долевое содержание  $\text{CaO}$  в извести,  $K_u = 0,7$ .

**Пример 1.** Определить необходимые дозы реагентов для очистки воды с основными показателями: максимальная мутность  $450 \text{ г/м}^3$ ; минимальная мутность  $30 \text{ г/м}^3$ , цветность 60 град, содержание иона  $\text{Ca}^{2+}$  –  $1,05 \text{ г-экв/м}^3$ ;  $\text{Mg}^{2+}$  –  $0,8 \text{ г-экв/м}^3$ ;  $\text{CO}_3^{2-}$  –  $1,3 \text{ г-экв/м}^3$ .

В качестве коагулянта выбираем сульфат алюминия –  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$ . Предварительно дозу коагулянта определяем по формуле (3):

$$D_k = 4 \cdot \sqrt{Ц} = 4 \cdot \sqrt{60} = 30,98 \text{ г/м}^3.$$

В соответствии с максимальной мутностью  $M = 450 \text{ г/м}^3$  по таблице 16 /1/ определяем дозу коагулянта  $D_k = 45 - 50 \text{ г/м}^3$ . Для дальнейших расчётов принимаем наибольшую дозу:  $D_k = 45 \text{ г/м}^3$ .

В качестве подщелачивающего реагента выбираем известь  $\text{CaO}$ .

Дозу подщелачивающего реагента определяем по формуле (4):

$$D_{из} = K_{из} \cdot \left( \frac{D_k}{e_k} - Ш_0 + 1 \right) = 28 \cdot \left( \frac{45}{57} - 1,3 + 1 \right) = 13,70 \text{ г/м}^3,$$

где  $K_{из}$  – коэффициент, для извести (по  $\text{CaO}$ )  $K_{из} = 28$ ;

$e_k$  – эквивалентная масса безводного коагулянта, для  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$   $e_k = 57$  г/г-экв;

$$\text{Ш}_0 = \text{Ca}^{2+} + \text{Mg}^{2+} = 1,05 + 0,8 = 1,85 \text{ г-экв/м}^3;$$

$$\text{Ш}_0 = \text{CO}_3^{2-} = 1,3 \text{ г-экв/м}^3;$$

из двух значений для расчётов выбираем наименьшую щелочность  $\text{Ш}_0 = 1,3$  г-экв/м<sup>3</sup>.

Щелочной реагент вводится перед введением коагулянта.

Для интенсификации процесса коагуляции применяем флокулянт. В качестве флокулянта принимаем полиакриламид. В соответствии с таблицей 17 /1/ и исходя из показателей воды:  $M = 450$  г/м<sup>3</sup>,  $\text{Ц} = 60$  град, принимаем дозу ПАА (безводного)  $0,5$  г/м<sup>3</sup>. Флокулянт после смесителя, с разрывом во времени после ввода коагулянта 2 – 3 минуты.

Для предварительного обеззараживания и улучшения хода коагуляции и обесцвечивания, а также улучшения санитарного состояния сооружений принимаем дозу хлора для первичного хлорирования  $D_{\text{Cl}_2}^1 = 5$  г/м<sup>3</sup> в соответствии с п.6.18 /1/. Реагент вводится за 1 – 3 минуты до ввода коагулянта.

Для обеззараживания (вторичное хлорирование) в соответствии с п.6.146 принимаем  $D_{\text{Cl}_2}^2 = 2$  г/м<sup>3</sup>. Реагент вводится перед РЧВ.

Содержание взвешенных веществ в воде после добавления реагентов определяем по формуле (5). При этом количество нерастворимых веществ, вводимых с известью, рассчитываем по формуле (6):

$$B_u = \frac{D_{\text{щ}}}{K_u} - D_{\text{щ}} = \frac{13,7}{0,7} - 13,7 = 5,87 \text{ г/м}^3,$$

где  $K_u$  – долевое содержание СаО в извести,  $K_u = 0,7$ .

Тогда для максимальной мутности  $M = 450$  г/м<sup>3</sup>:

$$\begin{aligned} C_{\text{в}} &= M + K_{\text{к}} D_{\text{к}} + 0,25\text{Ц} + B_u = \\ &= 450 + 0,5 \cdot 45 + 0,25 \cdot 60 + 5,87 = 493,37 \text{ г/м}^3, \end{aligned}$$

где  $K_{\kappa}$  – коэффициент, учитывающий количество нерастворимых веществ, вносимых коагулянтом и образующихся при его гидролизе, принимаем для очищенного сернокислого алюминия  $K_{\kappa} = 0,5$ ;

для минимальной мутности  $M = 30$  г/м<sup>3</sup>:

$$\begin{aligned} C_{\sigma} &= M + K_{\kappa} \cdot D_{\kappa} + 0,25 \cdot Ц + B_u = \\ &= 30 + 0,5 \cdot 45 + 0,25 \cdot 60 + 5,87 = 73,37 \text{ г/м}^3. \end{aligned}$$

### 3 РЕАГЕНТНОЕ ХОЗЯЙСТВО

Для очистки воды применяют реагенты в виде порошка (сухое дозирование) и в виде растворов определённой концентрации (мокрое дозирование).

Более распространено дозирование растворов реагентов.

При мокром дозировании реагентного хозяйства включает: склады реагентов, оборудование для хранения, приготовления и дозирования растворов. Для приготовления, хранения и разбавления растворов реагентов используют баки различных конструкций. Перемешивание в баках осуществляется либо механическими мешалками, либо путём барботажа. Схема бака для растворения коагулянта приведена на рисунке 1. Днища расворных баков должны иметь пирамидальную

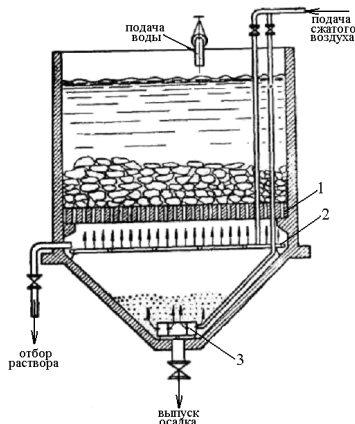


Рисунок 1 – Схема бака для растворения коагулянта  
1 – колосниковая решётка; 2 – верхняя распределительная система для воздуха; 3 – нижняя распределительная система для воздуха.

форму с углом наклона  $45 - 50^\circ$  к горизонтали. Для опорожнения бака предусматривают трубопровод диаметром не менее 150 мм. При применении кускового коагулянта в баках устанавливают колосниковые решётки с прозорами 10 – 15 мм. Если используется порошкообразный реагент, то на решётку укладывается сетка с отверстиями 1 – 2 мм. Вверху по периметру баков предусматривают площадку для обслуживающего персонала.

Днища расходных баков должны иметь уклон не менее 0,050 к сбросному трубопроводу, диаметр которого должен

быть не менее 100 мм. Трубопровод, отводящий готовый раствор коагулянта из расходных баков должен располагаться выше дна бака на 100 – 200 мм. Если применяется неочищенный коагулянт, то забор раствора производится из верхних слоёв по шлангу с помощью поплавка.

Внутренние поверхности баков должны быть защищены кислотостойкими материалами и покрытиями.

### **3.1 Расчёт оборудования для приготовления, хранения и дозирования коагулянта**

Для приготовления и хранения раствора коагулянта нашли применение следующие схемы:

Схема 1 – сухое хранение (рисунок 2). Согласно данной схеме коагулянт хранят на складе в сухом виде. По мере необходимости его загружают в растворные баки, где происходит растворение коагулянта до концентрации раствора 10 – 17%. Далее раствор коагулянта подают в расходные баки, где разбавляется до концентрации 4 – 10% и дозируется в обрабатываемую воду. Данная схема рекомендуется для станции очистки производительностью менее 50 000 м<sup>3</sup>/сут.

Недостатком сухого хранения коагулянта является большая трудоемкость работ, связанных с доставкой сухого реагента в расходные баки и контакт обслуживающего персонала с коагулянтом. Поэтому данный способ применяется при небольшом расходе коагулянта и максимальной механизации погрузочно – разгрузочных работ по доставке реагента в растворные баки.

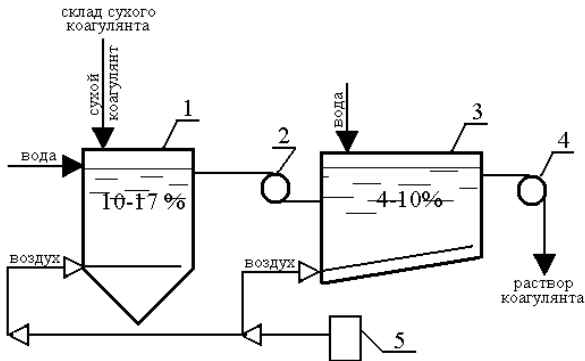


Рисунок 2 – Схема сухого хранения коагулянта

1 – растворный бак; 2 – насос для перекачки раствора реагента; 3 – расходный бак; 4 – насос – дозатор раствора коагулянта в обрабатываемую воду; 5 – воздуходувка

Схема 2 – мокрое хранение (рисунок 3). По данной схеме коагулянт, доставляемый на станцию, загружают в растворные баки. При растворении коагулянта водой, получают его раствор концентрацией 20 – 25%. Отстоянный раствор сливают в баки – хранилища, располагаемый, как правило, под полом растворных баков. Из баков – хранилищ крепкий раствор по мере необходимости перекачивают в расходные баки, где его разбавляют до концентрации 4 – 10% и дозируют в обрабатываемую воду. Данная схема рекомендуется для станций очистки производительностью более 50 000 м<sup>3</sup>/сут.

Недостаток мокрого хранения – его большая стоимость. Поэтому он применяется при большом расходе коагулянта.



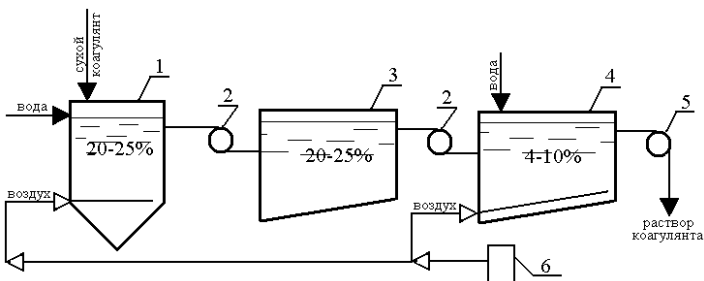


Рисунок 3 – Схема мокрого хранения коагулянта

1 – растворный бак; 2 – насос для перекачки раствора реагента; 3 – бак – хранилище; 4 – расходный бак; 5 – насос – дозатор раствора коагулянта в обрабатываемую воду; 6 – воздуходувка

Схема 3 – смешанное, сухомокрое хранение (рисунок 4). Согласно данной схеме необходимый запас коагулянта хранится в растворных баках в сухом виде (навалом). По мере необходимости в эти баки добавляют воду и готовят раствор коагулянта концентрацией 20 – 35%. Затем концентрированный раствор перекачивают в расходные баки, где разбавляют до концентрации 4 – 10% и дозируют в обрабатываемую воду. Данная схема рекомендуется для станции любой производительностью.

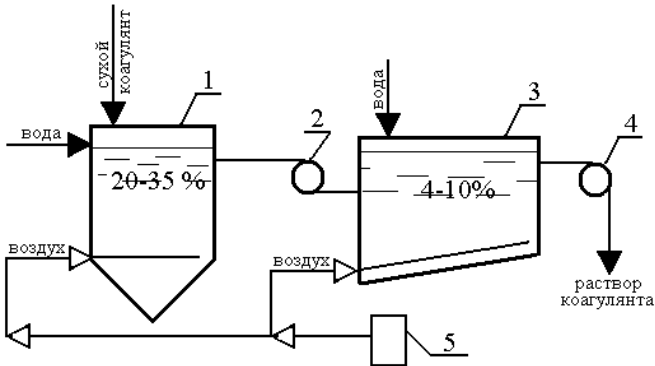


Рисунок 4 – Схема сухомокрого (смешанного) хранения коагулянта

1 – растворный бак; 2 – насос для перекачки раствора реагента; 3 – расходный бак; 4 – насос – дозатор раствора коагулянта в обрабатываемую воду; 5 – воздуходувка

Необходимо учесть, что при использовании в качестве коагулянта сернокислого алюминия возможно применение любой из схем; при использовании хлорного железа или железного купороса, которые поставляют на станцию в бочках, применяют только сухой способ.

Порядок расчёта оборудования для приготовления, хранения и дозирования коагулянта следующий:

#### Схема 1 – сухое хранение.

1) Определяют суточный расход коагулянта (т/сут) по формуле:

$$G_k = \frac{D_k \cdot Q_{сут}}{10000 \cdot P_i}, \quad (7)$$

где  $Q_{сут}$  – суточная производительность станции, м<sup>3</sup>/сут,  
 $Q_{сут} = Q_{полн}$ ;

$P_i$  – процентное содержание безводного продукта в товарном коагулянте, для очищенного сернокислого алюминия

$P_i = 40,3\%$ ; для неочищенного  $P_i = 33,5\%$ ; для хлорного железа  $P_i = 98\%$ ; для железного купороса  $P_i = 53\%$  (марки А) и  $P_i = 47\%$  (марки Б).

В зависимости от суточного расхода коагулянта принимают метод завоза коагулянта на станцию (железнодорожным вагоном или автотранспортом) и частоту завоза. Грузоподъемность железнодорожного вагона составляет 60 т, автосамосвала 3 – 5 т.

2) Склад сухого хранения коагулянта предусматривают в соответствии с п.6.202 – 6.204 /1/. Площадь склада для хранения коагулянта ( $m^2$ ) определяют по формуле:

$$F_{скл} = \frac{G_k \cdot T \cdot a}{G_0 \cdot h_k}, \quad (8)$$

где  $T$  – продолжительность хранения коагулянта на складе,  $T = 15 - 30$  суток;

$a$  – коэффициент, учитывающий дополнительные площади проходов на складе,  $a = 1,15$ ;

$G_0$  – объёмный вес коагулянта при загрузке склада навалом,  $G_0 = 1,1 \text{ т/м}^3$ ;

$h_k$  – допустимая высота слоя коагулянта на складе, для сернокислого алюминия и железного купороса  $h_k = 2 \text{ м}$ .

В зависимости от площади принимают размеры склада в плане.

3) Определяют объём растворных баков,  $m^3$ :

$$W_{раств} = \frac{D_k \cdot q \cdot T}{10000b_p \cdot \gamma}, \quad (9)$$

где  $q$  – часовой расход воды, поступающий на очистку,  $m^3/ч$ ,  $q = Q_{полн} / 24$ ;

$T$  – время, на которое заготавливают коагулянт,  $T = 12 - 24$  ч для станции производительностью до 10 000  $m^3/сут$ ;  $T = 10 - 12$  ч для станции производительностью более 10 000  $m^3/сут$ ;

$b_p$  – концентрация коагулянта в растворном баке,  $b_p = 10–17\%$  для неочищенного коагулянта,  $b_p = 10–20\%$  – для очищенного;

$\gamma$  – объёмный вес коагулянта,  $\gamma = 1 \text{ т/м}^3$ .

Количество растворных баков должно быть согласно п.6.22 /1/ не менее трёх. Размеры баков назначают конструктивно исходя из объёма и условий компоновки. Рекомендуется высоту слоя коагулянта принимать в пределах 1 – 2 м. При применении кускового коагулянта в баках устанавливают колосниковые решётки с прозорами 10 – 15 мм. Если используется порошкообразный реагент, то на решётку укладывается сетка с отверстиями 1 – 2 мм. Стенки растворного бака ниже колосниковой решётки выполняют наклонными под углом 45 – 50° к горизонту. Для опорожнения бака предусматривают трубопровод диаметром не менее 150 мм. Объём подколосниковой части не входит в объём  $W_{\text{раств}}$ .

4) Определяют объём расходных баков,  $\text{м}^3$ :

$$W_{\text{расх}} = \frac{W_{\text{раств}} \cdot b_p}{b}, \quad (10)$$

где  $b$  – концентрация коагулянта в расходном баке,  $b = 4–12\%$ .

Количество расходных баков должно быть не менее двух. Размеры бака назначают конструктивно. Дно бака имеет уклон не менее 0,010. Для опорожнения бака предусматривают сбросной трубопровод диаметром не менее 100 мм. Строительная высота растворных и расходных баков принимается на 0,3 – 0,5 м более высоты раствора коагулянта.

5) Для перекачки раствора коагулянта используют кислотостойкие насосы. Подбор насосов для перекачки осуществляют по таблице V.27 /3/ или по таблице П2 Приложения.

6) Для интенсификации процессов растворения коагулянта в растворных и разбавления раствора в расходных баках предусматривают подачу сжатого воздуха.

Производительность воздуходувки определяется исходя из площади растворных и расходных баков, и интенсивности подачи воздуха, которая принимается согласно п.6.23 /1/. Подбор марки воздуходувки осуществляется по таблице V.30 /3/ или по таблице ПЗ Приложения.

Распределение воздуха по площади бака осуществляется при помощи дырчатых винипластовых труб или кислотоустойчивых шлангов, которые укладываются в растворных баках под колосниковой решёткой, в расходных – по дну. Расстояние между трубами (шлангами) принимают 100 – 500 мм. Определяют диаметр трубопровода, подводящего воздух в баки, диаметр и количество ответвлений, количество направленных вниз отверстий, расположенных на ответвлениях. При этом руководствуются следующими данными: скорость движения воздуха в трубопроводе и ответвлениях 10 – 15 м/с, скорость выхода воздуха из отверстий 20 – 30 м/с, диаметр отверстий 3 – 4 мм.

7) Забор раствора из баков следует предусматривать с верхнего уровня. Дозирование раствора коагулянта производят с помощью поплавковых дозаторов (таблица П4 Приложения) или насосов – дозаторов (таблица V.27 /3/ или таблица П5 Приложения). Насосы – дозаторы устанавливают в помещении расходных баков, поплавковые дозаторы – на площадке над смесителем.

**Пример 2.** Рассчитать реагентное хозяйство для приготовления, хранения и дозирования коагулянта – сернокислого алюминия, если  $Q_{сут} = 35\ 200\ \text{м}^3/\text{сут}$ ,  $D_k = 35\ \text{г}/\text{м}^3$ .

Так как производительность станции менее 50 000  $\text{м}^3/\text{сут}$ , то принимаем первую схему хранения реагента – сухое хранение.

1) Определяем суточный расход коагулянта по формуле (7):

$$G_k = \frac{D_k \cdot Q_{сут}}{10000 \cdot P_i} = \frac{35 \cdot 35200}{10000 \cdot 40,3} = 3,06\ \text{т}/\text{сут},$$

где  $P_i$  – процентное содержание безводного продукта в товарном коагулянте, для очищенного серноокислого алюминия  $P_i = 40,3\%$ .

Коагулянт завозится двумя самосвалами грузоподъемностью по 5 т один раз в три дня.

2) Площадь склада для хранения коагулянта рассчитываем по формуле (8), принимая, что продолжительность хранения его на складе составляет 15 суток:

$$F_{скл} = \frac{G_k \cdot T \cdot a}{G_0 \cdot h_k} = \frac{3,06 \cdot 15 \cdot 1,15}{1,1 \cdot 2} = 23,99 \approx 24 \text{ м}^2,$$

где  $T$  – продолжительность хранения коагулянта на складе, принимаем  $T = 15$  суток;

$a$  – коэффициент, учитывающий дополнительные площади проходов на складе,  $a = 1,15$ ;

$G_0$  – объёмный вес коагулянта при загрузке склада навалом,  $G_0 = 1,1 \text{ т/м}^3$ ;

$h_k$  – допустимая высота слоя коагулянта на складе, для серноокислого алюминия  $h_k = 2 \text{ м}$ .

Принимаем склад для хранения коагулянта  $6 \times 4 \text{ м}$ .

3) Объём растворных баков определяем по формуле (9):

$$W_{раств} = \frac{D_k \cdot q \cdot T}{10000 \cdot b_p \cdot \gamma} = \frac{35 \cdot 1466,67 \cdot 12}{10000 \cdot 18 \cdot 1} = 3,42 \text{ м}^3,$$

где  $q$  – часовой расход очищаемой воды,

$$q = 35200 / 24 = 1466,67 \text{ м}^3/\text{ч};$$

$T$  – время, на которое заготавливают коагулянт, так как производительность станции более 10 000, принимаем  $T = 12 \text{ ч}$ ;

$b_p$  – концентрация коагулянта в растворном баке, принимаем  $b_p = 18\%$ ;

$\gamma$  – объёмный вес коагулянта,  $\gamma = 1 \text{ т/м}^3$ .

Принимаем количество растворных баков в соответствии с п.6.22 – два рабочих и один резервный.

Тогда объем одного рабочего растворного бака составит:

$$W_{\text{раств1}} = \frac{W_{\text{раств}}}{n} = \frac{3,42}{2} = 1,71 \text{ м}^3.$$

Размеры основания бака и высота относятся как 2:3, тогда

$$a = b = \sqrt[3]{\frac{W_{\text{раств1}}}{1,5}} = \sqrt[3]{\frac{1,71}{1,5}} = 1,04 \text{ м.}$$

Принимаем размеры бака в плане  $a = b = 1 \text{ м}$ .

Высота слоя раствора коагулянта в баке составит:

$$h_p = \frac{W_{\text{раств1}}}{a \cdot b} = \frac{1,71}{1 \cdot 1} = 1,71 \text{ м.}$$

Тогда высота бака с учётом строительного запаса:

$$h = h_p + (0,3 \div 0,5) = 1,71 + 0,39 = 2,1 \text{ м.}$$

Таким образом, размеры одного растворного бака:

$$a \times b \times h = 1 \times 1 \times 2,1 \text{ м.}$$

Полный объём одного растворного бака составит:

$$W_{\text{раств1}} = a \cdot b \cdot h = 1 \cdot 1 \cdot 2,1 = 2,1 \text{ м}^3,$$

а объём рабочих растворных баков:

$$W_{\text{раств}} = W_{\text{раств1}} \cdot n = 2,1 \cdot 2 = 4,2 \text{ м}^3.$$

4) Определяют объём расходных баков по формуле (10):

$$W_{\text{расх}} = \frac{W_{\text{раств}} \cdot b_p}{b} = \frac{4,2 \cdot 18}{10} = 7,56 \text{ м}^3,$$

где  $b$  – концентрация коагулянта в расходном баке, принимаем  $b = 10\%$ .

Принимаем количество расходных баков в соответствии с п.6.22 – два рабочих и один резервный.

Тогда объем одного рабочего расходного бака составит:

$$W_{\text{расх1}} = \frac{W_{\text{расх}}}{n} = \frac{7,56}{2} = 3,78 \text{ м}^3.$$

Размеры основания бака и высота относятся как 2:3, тогда

$$a = b = \sqrt[3]{\frac{W_{расх1}}{1,5}} = \sqrt[3]{\frac{3,78}{1,5}} = 1,36 \text{ м.}$$

Принимаем размеры бака в плане  $a = b = 1,4$  м.

Высота слоя раствора коагулянта в баке составит:

$$h_p = \frac{W_{расх1}}{a \cdot b} = \frac{3,78}{1,4 \cdot 1,4} = 1,93 \text{ м.}$$

Тогда высота бака с учётом строительного запаса:

$$h = h_p + (0,3 \div 0,5) = 1,93 + 0,37 = 2,3 \text{ м.}$$

Таким образом, размеры одного расходного бака:

$$a \times b \times h = 1,4 \times 1,4 \times 2,3 \text{ м.}$$

Полный объём одного расходного бака составит:

$$W_{расх1} = a \cdot b \cdot h = 1,4 \cdot 1,4 \cdot 2,3 = 4,51 \text{ м}^3,$$

а объём рабочих расходных баков:

$$W_{расх} = W_{расх1} \cdot n = 4,51 \cdot 2 = 9,02 \text{ м}^3.$$

5) По объёму растворных баков  $W_{раств} = 4,2 \text{ м}^3$  подбираем насос для перекачки раствора коагулянта по таблице П2 Приложения марки 1,5Х-6Л1-1 (подача  $Q_n = 5,4 - 12 \text{ м}^3/\text{ч}$ ; напор  $H = 20 - 14,5$  м; мощность электродвигателя  $N = 3 - 4$  кВт).

Время перекачки раствора реагента из растворных в расходные баки при подачи насоса  $Q_n = 5,4 \text{ м}^3/\text{ч}$  составит:

$$t = \frac{W_{раств}}{Q_n} = \frac{4,2}{5,4} = 0,78 \text{ ч.}$$

Принимаем количество насосов два: один рабочий, один резервный.

6) Рассчитываем воздушно – дренажную систему в баках.

Расчётный расход воздуха определяется исходя из площади растворных и расходных баков и интенсивности подачи воздуха по формуле:



$$q = F \cdot w \cdot n, \quad (11)$$

где  $q$  – расход воздуха, л/с;

$F$  – площадь бака, л/с;

$w$  – интенсивность подачи воздуха, согласно п.6.23 /1/ для растворения  $w = 8 - 10$  л/с; для разбавления  $w = 3 - 5$  л/с;

$n$  – количество баков.

Таким образом, расчётный расход воздуха для одного растворного бака:

$$q_{\text{раств}} = F_{\text{раств}} \cdot w = a \cdot b \cdot w = 1 \cdot 1 \cdot 9 = 9,0 \text{ л/с},$$

где  $w$  – интенсивность подачи воздуха, принимаем  $w = 9$  л/с; общий расход воздуха для растворных баков:

$$q_{\text{раств}} = q_{\text{раств1}} \cdot n = 9 \cdot 2 = 18,0 \text{ л/с};$$

для одного расходного бака:

$$q_{\text{расх1}} = F_{\text{расх}} \cdot w = a \cdot b \cdot w = 1,4 \cdot 1,4 \cdot 4 = 7,84 \text{ л/с},$$

где  $w$  – интенсивность подачи воздуха, принимаем  $w = 4$  л/с; общий расход воздуха для расходных баков:

$$q_{\text{расх}} = q_{\text{расх1}} \cdot n = 7,84 \cdot 2 = 15,68 \text{ л/с}.$$

Тогда общий расход воздуха составит:

$$\begin{aligned} q_{\text{общ}} &= q_{\text{раств}} + q_{\text{расх}} = 18,0 + 15,68 = 33,68 \text{ л/с} = \\ &= 0,03368 \text{ м}^3/\text{с} = 2,02 \text{ м}^3/\text{мин}. \end{aligned}$$

В соответствии с общим расходом воздуха по таблице ПЗ Приложения подбираем воздуходувку марки ВК – 3 с подачей  $Q_g = 2,09 \text{ м}^3/\text{мин}$ .

Распределение воздуха в растворных и расходных баках осуществляется дырчатыми трубами. Расчёт воздушно – дренажной системы распределения воздуха осуществляется раздельно для растворного и расходного баков.

Для растворного бака.

Диаметр трубопровода, подводящего воздух, м:

$$d_{\text{подв}} = \sqrt{\frac{4 \cdot q_{\text{раств1}}}{\pi \cdot V_{\text{подв}}}}, \quad (12)$$

где  $d_{\text{подв}}$  – диаметр подводящего трубопровода, м;

$q_{расм1}$  – расход воздуха на один расходный бак, м<sup>3</sup>/с;

$V_{подв}$  – скорость воздуха в подводящем трубопроводе,

$$V_{подв} = 10 - 15 \text{ м/с.}$$

Таким образом,

$$d_{подв} = \sqrt{\frac{4 \cdot q_{расм1}}{\pi \cdot V_{подв}}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,009}{3,14 \cdot 12}} = 0,031 \text{ м,}$$

где  $V_{подв}$  – скорость воздуха в подводящем трубопроводе, принимаем  $V_{подв} = 12 \text{ м/с}$ .

Принимаем стандартный диаметр  $d_{подв} = 32 \text{ мм}$ . Тогда фактическая скорость воздуха в подводящем трубопроводе (м/с) составит:

$$V_{подв}^ф = \frac{4 \cdot q_{расм1}}{\pi \cdot d_{подв}^2} = \frac{4 \cdot 0,009}{3,14 \cdot 0,032^2} = 11,2 \text{ м/с.}$$

Данная скорость соответствует рекомендованному пределу  $V_{подв} = 10 - 15 \text{ м/с}$ .

Количество ответвлений в воздушно – дренажной распределительной системе:

$$n_{отв} = \frac{a - 2x}{l}, \quad (13)$$

где  $a$  – длина бака, мм;

$x$  – расстояние от стенки бака до стенки ответвления,  
 $x = 100 \text{ мм}$ ;

$l$  – расстояние между осями ответвлений,  $l = 100 - 500 \text{ мм}$ , принимаем  $l = 150 \text{ мм}$ .

$$n_{отв} = \frac{a - 2x}{l} = \frac{1000 - 2 \cdot 100}{150} = 5,3 \approx 5 \text{ шт.}$$

Тогда на каждое ответвление приходится расход воздуха, м<sup>3</sup>/с:

$$q_{отв} = \frac{q_{расм1}}{n_{отв}} = \frac{0,009}{5} = 0,0018 \text{ м}^3/\text{с.} \quad (14)$$

При скорости в ответвлении  $V_{оме} = 12$  м/с диаметр ответвления составит:

$$d_{оме} = \sqrt{\frac{4 \cdot q_{оме}}{\pi \cdot V_{оме}}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,0018}{3,14 \cdot 12}} = 0,014 \text{ м.}$$

Принимаем близкий стандартный диаметр  $d_{оме} = 15$  мм. Тогда фактическая скорость воздуха в ответвлении составит:

$$V_{оме}^{\phi} = \frac{4 \cdot q_{оме}}{\pi \cdot d_{оме}^2} = \frac{4 \cdot 0,0018}{3,14 \cdot 0,015^2} = 10,2 \text{ м/с,}$$

что соответствует рекомендованному пределу  $V_{оме} = 10 - 15$  м/с.

Фактическое расстояние между ответвлениями:

$$l_{оме} = \frac{a - 2x - n_{оме} \cdot d_{оме}}{n_{оме} - 1} = \frac{1,0 - 2 \cdot 0,1 - 5 \cdot 0,015}{5 - 1} = 0,181 \text{ м} \approx 180 \text{ мм.} \quad (15)$$

Диаметр направленных вниз отверстий на ответвлениях для выхода воздуха должен составлять  $d_o = 3 - 4$  мм, принимаем  $d_o = 4$  мм. Скорость выхода воздуха из отверстий должна находиться в пределах  $V_o = 20 - 30$  м/с, принимая  $V_o = 25$  м/с, определим расход воздуха через одно отверстие:

$$q_o = \frac{\pi \cdot d^2}{4} \cdot V_o = \frac{3,14 \cdot 0,004^2}{4} \cdot 25 = 0,000314 \text{ м}^3/\text{с}, \quad (16)$$

Тогда количество отверстий на одном ответвлении составит:

$$n_o = \frac{q_{оме}}{q_o} = \frac{0,0018}{0,000314} = 5,7 \approx 6 \text{ шт.} \quad (17)$$

Отверстия расположены на следующем расстоянии друг от друга:

$$l_o = \frac{a - 2x}{n_o} = \frac{1,0 - 2 \cdot 0,1}{6} = 0,133 \text{ м} \approx 140 \text{ мм.} \quad (18)$$



Принимаем стандартный диаметр  $d_{\text{подв}} = 32$  мм. Тогда фактическая скорость воздуха в подводящем трубопроводе составит:

$$V_{\text{подв}}^{\phi} = \frac{4 \cdot q_{\text{расх1}}}{\pi \cdot d_{\text{подв}}^2} = \frac{4 \cdot 0,00784}{3,14 \cdot 0,032^2} = 9,7 \approx 10 \text{ м/с.}$$

Данная скорость соответствует рекомендованному пределу  $V_{\text{подв}} = 10 - 15$  м/с.

Количество ответвлений в воздушно – дренажной распределительной системе при расстоянии между осями ответвлений  $l = 150$  мм.

$$n_{\text{омв}} = \frac{a - 2x}{l} = \frac{1400 - 2 \cdot 100}{150} = 8 \text{ шт.}$$

Тогда на каждое ответвление приходится расход воздуха:

$$q_{\text{омв}} = \frac{q_{\text{расх1}}}{n_{\text{омв}}} = \frac{0,00784}{8} = 0,00098 \text{ м}^3/\text{с.}$$

При скорости в ответвлении  $V_{\text{омв}} = 13$  м/с диаметр ответвления составит:

$$d_{\text{омв}} = \sqrt{\frac{4 \cdot q_{\text{омв}}}{\pi \cdot V_{\text{омв}}}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,00098}{3,14 \cdot 13}} = 0,098 \text{ м.}$$

Принимаем стандартный диаметр  $d_{\text{омв}} = 10$  мм. Тогда фактическая скорость воздуха в ответвлении составит:

$$V_{\text{омв}}^{\phi} = \frac{4 \cdot q_{\text{омв}}}{\pi \cdot d_{\text{омв}}^2} = \frac{4 \cdot 0,00098}{3,14 \cdot 0,010^2} = 12,5 \text{ м/с,}$$

что соответствует рекомендованному пределу  $V_{\text{омв}} = 10 - 15$  м/с.

Фактическое расстояние между ответвлениями:

$$\begin{aligned} l_{\text{омв}} &= \frac{a - 2x - n_{\text{омв}} \cdot d_{\text{омв}}}{n_{\text{омв}} - 1} = \\ &= \frac{1,4 - 2 \cdot 0,1 - 8 \cdot 0,010}{8 - 1} = 0,160 \text{ м} = 160 \text{ мм.} \end{aligned}$$

Принимаем диаметр отверстий на ответвлениях для выхода воздуха  $d_o = 4$  мм, а скорость выхода воздуха из отверстий –  $V_o = 25$  м/с, тогда расход воздуха через одно отверстие составит:

$$q_o = \frac{\pi \cdot d^2}{4} \cdot V = \frac{3,14 \cdot 0,004^2}{4} \cdot 25 = 0,000314 \text{ м}^3/\text{с}.$$

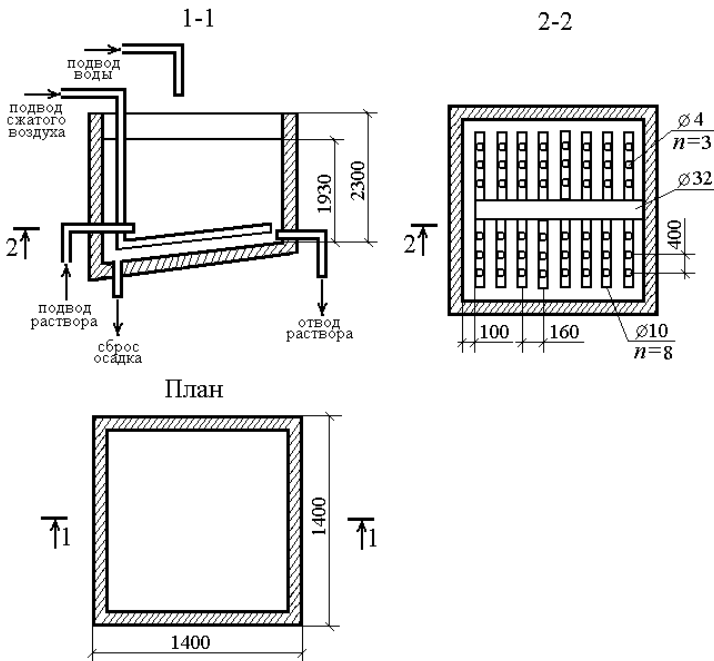
Количество отверстий на одном ответвлении:

$$n_o = \frac{q_{\text{отв}}}{q_o} = \frac{0,00098}{0,000314} = 3,1 \approx 3 \text{ шт.}$$

Отверстия расположены на следующем расстоянии друг от друга:

$$l_o = \frac{a - 2x}{n_o} = \frac{1,4 - 2 \cdot 0,1}{3} = 0,400 \text{ м} = 400 \text{ мм}.$$

Расходный бак с рассчитанными размерами приведён на рисунке.



7) Определяем часовой расход коагулянта ( $\text{м}^3/\text{ч}$ ) по формуле:

$$Q_{\kappa} = \frac{100 \cdot q \cdot D_{\kappa}}{b \cdot \rho_{\text{расх}}}, \quad (18)$$

где  $D_{\kappa}$  – доза коагулянта по безводному продукту,  $\text{кг}/\text{м}^3$ ,  
 $D_{\kappa} = 35 \text{ г}/\text{м}^3 = 0,035 \text{ кг}/\text{м}^3$ ;

$\rho_{\text{расх}}$  – плотность раствора коагулянта в расходном баке,  
 $\rho_{\text{расх}} = 1000 \text{ кг}/\text{м}^3$ .

$$Q_{\kappa} = \frac{100 \cdot q \cdot D_{\kappa}}{b \cdot \rho_{\text{расх}}} = \frac{100 \cdot 1466,67 \cdot 0,035}{10 \cdot 1000} = 0,51 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

По таблице П5 Приложения подбираем насос – дозатор марки 1В6/10х (подача  $Q_{\text{н}} = 0,45 - 4,3 \text{ м}^3/\text{ч}$ ; напор  $H = 60 \text{ м}$ ; мощность электродвигателя  $N = 4 \text{ кВт}$ ).

### Схема 2 – мокрое хранение.

1) Определяют суточный расход коагулянта по формуле (7).

В зависимости от суточного расхода коагулянта принимают объём разовой поставки коагулянта железнодорожным транспортом. При производительности станции до  $12\ 500 \text{ м}^3/\text{сут}$  – объём разовой поставки рекомендуется принимать  $60 \text{ т}$  (один вагон); при производительности  $20\ 000 - 50\ 000 \text{ м}^3/\text{сут}$  –  $120 \text{ т}$ ;  $70\ 000 - 100\ 000 \text{ м}^3/\text{сут}$  –  $180 \text{ т}$ ;  $140\ 000 - 200\ 000 \text{ м}^3/\text{сут}$  и выше –  $240 \text{ т}$ .

2) Определяют объём растворных баков:

$$W_{\text{раств}} = x \cdot 60 \cdot N, \quad (19)$$

где  $x$  – ёмкость бака на  $1 \text{ т}$  товарного коагулянта,  $x = 2,2 \text{ м}^3$  для  $1 \text{ т}$  очищенного коагулянта;  $x = 2,5 \text{ м}^3$  для  $1 \text{ т}$  неочищенного коагулянта;

$60$  – грузоподъёмность одного вагона;

$N$  – количество вагонов с коагулянтом одновременно поступающих на станцию очистки.

Принимают количество растворных баков по числу поступающих вагонов, но не менее четырёх. Назначают размеры бака конструктивно, исходя из объёма. Глубину слоя раствора коагулянта над колосниковой решёткой допускается принимать 3,0 – 3,5 м. Концентрацию раствора коагулянта в растворных баках принимают 20 – 25 %.

3) Определяют объём баков – хранилищ:

$$W_{б-хр} = \frac{D_k \cdot Q_{полн} \cdot T}{10000 \cdot b_p \cdot \gamma}, \quad (20)$$

где  $T$  – время хранения коагулянта,  $T = 10 - 30$  суток. Необходимо учесть, что к моменту разгрузки новой партии коагулянта в баках – хранилищах должен содержаться 10 – дневный запас раствора коагулянта.

Принимают количество баков – хранилищ и определяют размеры одного бака. Глубину слоя раствора коагулянта допускается принимать 3,0 – 3,5 м.

4) По формуле (10) определяют объём расходных баков, принимают их количество (не менее двух) и рассчитывают размеры бака. Концентрацию раствора коагулянта в расходных баках принимают 4 – 10 %.

5) По таблице V.27 /3/ или по таблице П2 Приложения подбирают насосы для перекачки коагулянта из растворных баков в баки – хранилища, из баков – хранилищ в расходные баки. Подача насоса подбирается исходя из времени перекачки раствора из одного бака в другой 2 – 3 часа.

6) Подбирают марку воздуходувки по таблице V.30 /3/ или по таблице П3 Приложения и рассчитывается система воздухопроводов в растворных и расходных баках.

7) Подбирают устройства для дозирования раствора коагулянта по таблицам П4 или П5 (V.27 /3/) Приложения.

**Пример 3.** Рассчитать реагентное хозяйство для приготовления, хранения и дозирования коагулянта – сернокислого алюминия, если  $Q_{сут} = 120\,000 \text{ м}^3/\text{сут}$ ,  $D_k = 50 \text{ г/м}^3$ .



Так как производительность станции более 50 000 м<sup>3</sup>/сут, то принимаем вторую схему хранения реагента – мокрое хранение.

1) Определяем суточный расход коагулянта по формуле (7):

$$G_{\kappa} = \frac{D_{\kappa} \cdot Q_{\text{сут}}}{10000 \cdot P_i} = \frac{50 \cdot 120000}{10000 \cdot 40,3} = 14,8 \text{ т/сут},$$

где  $P_i$  – процентное содержание безводного продукта в товарном коагулянте, для очищенного сернокислого алюминия  $P_i = 40,3\%$ .

Согласно производительности станции принимаем объём разовой поставки коагулянта 180 т (3 железнодорожных вагона вместимостью по 60 т). Таким образом, завозится  $14,8 \cdot 12 = 177,6$  т коагулянта один раз в двенадцать дней.

2) Определяем объём растворных баков по формуле (19):

$$W_{\text{раств}} = x \cdot 60 \cdot N = 2,5 \cdot 60 \cdot 3 = 450 \text{ м}^3,$$

где  $x$  – ёмкость бака на 1 т товарного коагулянта,  $x = 2,5 \text{ м}^3$  для 1 т неочищенного коагулянта;

60 – грузоподъёмность одного вагона;

$N$  – количество вагонов с коагулянтом одновременно поступающих на станцию очистки,  $N = 3$ .

Принимаем количество растворных баков – пять.

Тогда объём одного растворного бака составит:

$$W_{\text{раств}1} = \frac{W_{\text{раств}}}{n} = \frac{450}{5} = 90 \text{ м}^3.$$

Принимаем высоту слоя раствора коагулянта в растворном баке 3,5 м. Тогда площадь бака в плане:

$$F_{\text{раств}} = \frac{W_{\text{раств}1}}{3,5} = \frac{90}{3,5} = 25,71 \text{ м}^2,$$

а размеры бака:

$$a = b = \sqrt{F_{\text{расств}}} = \sqrt{25,71} = 5,07 \text{ м.}$$

Принимаем размеры бака в плане  $a = b = 5,1$  м. При данных размерах высота слоя коагулянта составит:

$$h_p = \frac{W_{\text{расств1}}}{a \cdot b} = \frac{90}{5,1 \cdot 5,1} = 3,46 \text{ м.}$$

Высота бака с учётом строительного запаса:

$$h = h_p + (0,3 \div 0,5) = 3,46 + 0,34 = 3,8 \text{ м.}$$

Таким образом, размеры одного растворного бака:

$$a \times b \times h = 5,1 \times 5,1 \times 3,8 \text{ м.}$$

Полный объём одного растворного бака составит:

$$W_{\text{расств1}} = a \cdot b \cdot h = 5,1 \cdot 5,1 \cdot 3,8 = 98,84 \text{ м}^3,$$

а объём рабочих растворных баков:

$$W_{\text{расств}} = W_{\text{расств1}} \cdot n = 98,84 \cdot 5 = 494,2 \text{ м}^3.$$

3) Определяем объём баков – хранилищ по формуле (20):

$$W_{\text{б-хр}} = \frac{D_{\kappa} \cdot Q_{\text{полн}} \cdot T}{10000 \cdot b_p \cdot \gamma} = \frac{50 \cdot 120000 \cdot 20}{10000 \cdot 20 \cdot 1} = 600 \text{ м}^3,$$

где  $T$  – время хранения коагулянта, принимаем  $T = 20$  суток;

$b_p$  – концентрация коагулянта в растворном баке, принимаем  $b_p = 20\%$ ;

$\gamma$  – объёмный вес коагулянта,  $\gamma = 1 \text{ т/м}^3$ .

Принимаем количество баков – хранилищ – шесть.

Тогда объём одного бака – хранилища составит:

$$W_{\text{б-хр1}} = \frac{W_{\text{б-хр}}}{n} = \frac{600}{6} = 100 \text{ м}^3.$$

Принимаем высоту слоя раствора коагулянта в баке – хранилище 3,5 м. Тогда площадь бака в плане:

$$F_{\text{б-хр}} = \frac{W_{\text{б-хр1}}}{3,5} = \frac{100}{3,5} = 28,57 \text{ м}^2,$$

а размеры бака:

$$a = b = \sqrt{F_{\delta-xp}} = \sqrt{28,57} = 5,34 \text{ м.}$$

Принимаем размеры бака в плане  $a = b = 5,4$  м. При данных размерах высота слоя коагулянта составит:

$$h_p = \frac{W_{\delta-xp1}}{a \cdot b} = \frac{100}{5,4 \cdot 5,4} = 3,43 \text{ м.}$$

Высота бака с учётом строительного запаса:

$$h = h_p + (0,3 \div 0,5) = 3,43 + 0,37 = 3,8 \text{ м.}$$

Таким образом, размеры одного бака – хранилища:

$$a \times b \times h = 5,4 \times 5,4 \times 3,8 \text{ м.}$$

Полный объём одного бака – хранилища составит:

$$W_{\delta-xp1} = a \cdot b \cdot h = 5,4 \cdot 5,4 \cdot 3,8 = 110,81 \text{ м}^3,$$

а объём баков – хранилищ:

$$W_{\delta-xp} = W_{\delta-xp1} \cdot n = 110,81 \cdot 6 = 664,86 \text{ м}^3.$$

4) Объём расходных баков определяем по формуле (10):

$$W_{pacx} = \frac{W_{pacx} \cdot b_p}{b} = \frac{494,2 \cdot 20}{10} = 988,4 \text{ м}^3,$$

где  $b$  – концентрация коагулянта в расходном баке, принимаем  $b = 10\%$ .

Принимаем количество растворных баков – восемь.

Тогда объём одного расходного бака составит:

$$W_{pacx1} = \frac{W_{pacx}}{n} = \frac{988,4}{8} = 123,55 \text{ м}^3.$$

Принимаем высоту слоя раствора коагулянта в растворном баке 3,0 м. Тогда площадь бака в плане:

$$F_{pacx} = \frac{W_{pacx1}}{3,0} = \frac{123,55}{3,0} = 41,18 \text{ м}^2,$$

а размеры бака:

$$a = b = \sqrt{F_{pacx}} = \sqrt{41,18} = 6,42 \text{ м.}$$

Принимаем размеры бака в плане  $a = b = 6,4$  м. При данных размерах высота слоя коагулянта составит:

$$h_p = \frac{W_{расх1}}{a \cdot b} = \frac{123,55}{6,4 \cdot 6,4} = 3,02 \text{ м.}$$

Высота бака с учётом строительного запаса:

$$h = h_p + (0,3 \div 0,5) = 3,02 + 0,48 = 3,5 \text{ м.}$$

Таким образом, размеры одного расходного бака:

$$a \times b \times h = 6,4 \times 6,4 \times 3,5 \text{ м.}$$

Полный объём одного расходного бака составит:

$$W_{расх1} = a \cdot b \cdot h = 6,4 \cdot 6,4 \cdot 3,5 = 143,36 \text{ м}^3,$$

а объём рабочих расходных баков:

$$W_{расх} = W_{расх1} \cdot n = 143,36 \cdot 8 = 1146,88 \text{ м}^3.$$

5) Исходя из объема растворных баков  $W_{раств} = 494,2 \text{ м}^3$

и времени перекачки раствора коагулянта  $t = 3$  ч, определяем производительность насоса для перекачки раствора коагулянта из растворных баков в баки – хранилища:

$$Q_n = \frac{W_{раств}}{t} = \frac{494,2}{3} = 164,7 \text{ м}^3/\text{ч.}$$

По таблице П2 Приложения принимаем три рабочих насоса марки ЗХ-9Л-1-41 (подача  $Q_n = 29 - 60 \text{ м}^3/\text{ч}$ ; напор  $H = 35 - 26$  м; мощность электродвигателя  $N = 10 - 13$  кВт).

Для перекачки раствора коагулянта из баков – хранилищ в расходные баки определяем производительность насоса исходя из объёма баков – хранилищ  $W_{б-хр} = 664,86 \text{ м}^3$  и времени перекачки  $t = 3$  ч:

$$Q_n = \frac{W_{раств}}{t} = \frac{664,86}{3} = 221,62 \text{ м}^3/\text{ч.}$$

По таблице П2 Приложения принимаем четыре рабочих насоса марки ЗХ-9Л-1-41 (подача  $Q_n = 29 - 60 \text{ м}^3/\text{ч}$ ; напор  $H = 35 - 26$  м; мощность электродвигателя  $N = 10 - 13$  кВт).

6) Расчётный расход воздуха определяется по формуле (11).

Расход воздуха для одного растворного бака:

$$q_{\text{раств1}} = F_{\text{раств}} \cdot w = a \cdot b \cdot w = 5,1 \cdot 5,1 \cdot 10 = 260,1 \text{ л/с},$$

где  $w$  – интенсивность подачи воздуха, принимаем  $w = 10 \text{ л/с}$ ;  
общий расход воздуха для растворных баков:

$$q_{\text{раств}} = q_{\text{раств1}} \cdot n = 260,1 \cdot 5 = 1300,5 \text{ л/с};$$

для одного расходного бака:

$$q_{\text{расх1}} = F_{\text{расх}} \cdot w = a \cdot b \cdot w = 6,4 \cdot 6,4 \cdot 5 = 204,8 \text{ л/с},$$

где  $w$  – интенсивность подачи воздуха, принимаем  $w = 5 \text{ л/с}$ ;  
общий расход воздуха для расходных баков:

$$q_{\text{расх}} = q_{\text{расх1}} \cdot n = 204,8 \cdot 8 = 1638,4 \text{ л/с}.$$

Тогда общий расход воздуха составит:

$$\begin{aligned} q_{\text{общ}} &= q_{\text{раств}} + q_{\text{расх}} = 1300,5 + 1638,4 = 2938,9 \text{ л/с} = \\ &= 2,9389 \text{ м}^3/\text{с} = 176,33 \text{ м}^3/\text{мин}. \end{aligned}$$

В соответствии с общим расходом воздуха по таблице ПЗ Приложения подбираем воздухоувку марки ВК – 12 с подачей  $Q_g = 10,5 \text{ м}^3/\text{мин}$ . Необходимое количество воздухоувок – 17.

Расчёт воздушно – дренажной системы распределения воздуха осуществляется раздельно для растворного и расходного баков по формулам (11) – (17), аналогично примеру 1.

7) Определяем часовой расход коагулянта по формуле (18):

$$Q_k = \frac{100 \cdot q \cdot D_k}{b \cdot \rho_{\text{расх}}} = \frac{100 \cdot 5000 \cdot 0,05}{10 \cdot 1000} = 2,5 \text{ м}^3/\text{ч},$$

где  $q$  – часовая производительность станции,  
 $q = 120000 / 24 = 5000 \text{ м}^3/\text{ч}$ ;

$D_k$  – доза коагулянта по безводному продукту,  $\text{кг}/\text{м}^3$ ,

$D_k = 50 \text{ г}/\text{м}^3 = 0,05 \text{ кг}/\text{м}^3$ .

По таблице П4 Приложения подбираем поплавковый дозатор марки ПД<sub>щ</sub> – 70 с подачей раствора  $Q_{\text{ш}} = 2,5 \text{ м}^3/\text{ч}$ .

Схема 3 – смешанное, сухомокрое хранение.

Порядок расчёта аналогичен схеме 2 – мокрое хранение, при этом необходимо учесть следующее.

Полезный объём растворных баков определяется исходя из срока хранения в них коагулянта в течении 30 суток. Объём растворных баков ( $\text{м}^3$ ) должен быть не менее величины, установленной по следующей формуле:

$$W_{\text{раств}} = \frac{П \cdot N}{\gamma \cdot b_p} + \frac{T \cdot G_k \cdot P_i}{\gamma \cdot b_p}, \quad (21)$$

где  $П$  – грузоподъёмность вагона (60 т) или автосамосвала (3 – 5 т);

$N$  – количество вагонов или автосамосвалов, поступающих с коагулянтом на станцию;

$\gamma$  – удельный вес раствора коагулянта,  $\gamma = 1 \text{ т/м}^3$ ;

$b_p$  – концентрация раствора коагулянта, %; при  $b_p = 20\%$   $\gamma = 1,2 \text{ т/м}^3$ ;  $b_p = 35\%$   $\gamma = 1,35 \text{ т/м}^3$ ;

$T$  – время, на которое необходимо иметь запас коагулянта на станции при поступлении новой партии, сут;  $T = 10$  суток при доставке коагулянта железнодорожным транспортом;  $T = 2 - 3$  суток при доставке коагулянта автотранспортом.

В схему приготовления коагулянта входят растворные и расходные баки.

**Пример 4.** Рассчитать объём и определить размеры растворных баков для приготовления раствора коагулянта – сернокислого алюминия, если  $Q_{\text{сут}} = 70\,000 \text{ м}^3/\text{сут}$ ,  $D_k = 45 \text{ г/м}^3$ . Способ хранения реагента – сухомокрый.

1) Определяем суточный расход коагулянта по формуле (7):

$$G_k = \frac{D_k \cdot Q_{\text{сут}}}{10000 \cdot P_i} = \frac{45 \cdot 70000}{10000 \cdot 40,3} = 7,82 \text{ т/сут},$$

где  $P_i$  – процентное содержание безводного продукта в товарном коагулянте, для очищенного сернокислого алюминия  $P_i = 40,3\%$ .

Принимаем, что коагулянта завозится на станцию один раз в сутки двумя самосвалами, грузоподъемностью 3 и 5 тонн.

Месячный расход коагулянта составит:

$$G_{\kappa}^{\text{мес}} = G_{\kappa} \cdot 30 = 7,82 \cdot 30 = 234,6 \text{ т/мес.}$$

2) Определяем объём растворных баков по формуле:

$$W_{\text{раств}} = 2,5 \cdot G_{\kappa}^{\text{мес}} = 2,5 \cdot 234,6 = 586,5 \text{ м}^3.$$

Объём растворных баков должен быть не менее величины, установленной по формуле (21). При этом учитываем, что растворные баки должны быть рассчитаны на хранение раствора коагулянта в них в течении 30 суток:

$$W_{\text{раств}} = \frac{\Pi \cdot N}{\gamma \cdot b_p} + \frac{T \cdot G_{\kappa} \cdot P_i}{\gamma \cdot b_p} =$$

$$= \left( \frac{3 \cdot 1 + 5 \cdot 1}{1,2 \cdot 20} + \frac{2 \cdot 7,82 \cdot 33,5}{1,2 \cdot 20} \right) \cdot 30 = 664,92 \text{ м}^3,$$

где  $\Pi$  – грузоподъемность автосамосвала, один самосвал 3 т и один – 5 т;

$N$  – количество автосамосвалов, поступающих с коагулянтом на станцию;

$\gamma$  – удельный вес раствора коагулянта,  $\gamma = 1 \text{ т/м}^3$ ;

$b_p$  – концентрация раствора коагулянта, принимаем  $b_p = 20\%$ ;

$T$  – время, на которое необходимо иметь запас коагулянта на станции при поступлении новой партии, так как коагулянт доставляется автотранспортом, принимаем  $T = 2$  суток.

Таким образом, принимаем ёмкость расходных баков  $W_{\text{раств}} = 664,92 \text{ м}^3$ .

Принимаем количество растворных баков – семь.

Тогда объём одного растворного бака составит:

$$W_{\text{раств1}} = \frac{W_{\text{раств}}}{n} = \frac{664,92}{7} = 94,99 \text{ м}^3.$$

Принимаем высоту слоя раствора коагулянта в растворяющем баке 3,0 м. Тогда площадь бака в плане:

$$F_{\text{раств}} = \frac{W_{\text{раств1}}}{3,0} = \frac{94,99}{3,0} = 31,66 \text{ м}^2,$$

а размеры бака:

$$a = b = \sqrt{F_{\text{раств}}} = \sqrt{31,66} = 5,63 \text{ м}.$$

Принимаем размеры бака в плане  $a = b = 5,6$  м. При данных размерах высота слоя коагулянта составит:

$$h_p = \frac{W_{\text{раств1}}}{a \cdot b} = \frac{94,99}{5,6 \cdot 5,6} = 3,03 \text{ м}.$$

Высота бака с учётом строительного запаса:

$$h = h_p + (0,3 \div 0,5) = 3,03 + 0,47 = 3,5 \text{ м}.$$

Таким образом, размеры одного растворяющего бака:

$$a \times b \times h = 5,6 \times 5,6 \times 3,5 \text{ м}.$$

Полный объём одного растворяющего бака составит:

$$W_{\text{раств1}} = a \cdot b \cdot h = 5,6 \cdot 5,6 \cdot 3,5 = 109,76 \text{ м}^3,$$

а объём рабочих растворяющих баков:

$$W_{\text{раств}} = W_{\text{раств1}} \cdot n = 109,76 \cdot 7 = 768,32 \text{ м}^3.$$

### 3.2 Расчёт оборудования для приготовления, хранения и дозирования раствора подщелачивающего реагента

Для подщелачивания и стабилизации воды применяют известь, раствор соды или щелочи натрия.

Сода кальцинированная содержит не менее 95%  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  и поставляется на станцию в бумажных мешках весом 50 кг. Дозируют в воду 8% раствор соды.

Щелочь натрия (каустическая сода) используется марки А и Б с содержанием не менее 92 – 95%  $\text{NaOH}$ . Поставляется



на станцию в барабанах из кровельной стали ёмкостью 50 – 170 л. В воду дозируют 5% раствор щелочи натрия.

Раствор соды и щелочи натрия готовят растворением реагентов в стальных или железобетонных баках с мешалками и воздушным барботажем. Процесс растворения значительно ускоряется при применении горячей воды.

Известь на станцию поставляется в виде негашёной комой извести (кипели), в виде гашёной порошкообразной извести (пушонки) и реже в виде известкового молока или теста. Перед использованием кипель гасят водой, желательнее подогретой до температуры 60 – 70°. Для гашения извести используют известгасилки, при расходе извести более 30 т/сут рекомендуется для гашения использовать барабанные шаровые мельницы. Достоинством шаровых мельниц в сравнении с известгасилками является отсутствие отходов. Полученный после гашения раствор подаётся в баки – хранилища, где производится его хранение в виде известкового теста концентрацией 35 – 40%. Далее он поступает в расходные баки, где разбавляется и получается известковое молоко, концентрацией 5% по СаО или раствор концентрацией до 1,4 г/л. В баках предусматривают гидравлическое перемешивание сжатым воздухом или с помощью лопастных мешалок.

Технологическая схема приготовления и дозирования извести выбирается в зависимости от вида и качества товарного продукта, расхода извести, места её ввода и т.п. Возможны следующие варианты организации известкового хозяйства:

1) при поступлении извести в виде известкового молока проектируют схему мокрого хранения, которая включает: устройство для отбора теста, баки – хранилища и расходные баки, лопастные или циркуляционные мешалки, устройство для очистки известкового молока, насосы для перекачки, дозаторы;

2) при использовании комой извести предусматривают как сухое, так и мокрое хранение реагентов.

В первом случае проектируют склад сухого продукта, дробилки, известгасилки или шаровые мельницы (где проис-

ходит гашение извести горячей водой), устройство для очистки известкового молока, лопастные или гидравлические мешалки (в них перемешивание известкового молока производится насосами типа ФГ), расходные баки и дозаторы.

Во втором случае известковое хозяйство включает: промежуточный склад для сухого хранения, баки – хранилища, устройство для отбора и транспортирования теста, лопастные или гидравлические мешалки, устройство для очистки известкового молока, дозаторы;

3) при производительности станции до  $3\ 000\ \text{м}^3/\text{сут}$  для получения известкового раствора, возможно проектировать склад мокрого хранения, устройство для отбора теста, сатуратор двойного насыщения, дозаторы;

4) если поставляется чистая порошкообразная известь, то целесообразно проектировать сухое дозирование, при этом схема включает: склад сухого хранения реагента, дозатор (питатель) порошкообразных веществ, смеситель.

Схема оборудования для приготовления, мокрого хранения и дозирования при поступлении на станцию комовой негашёной извести приведена на рисунке 4.

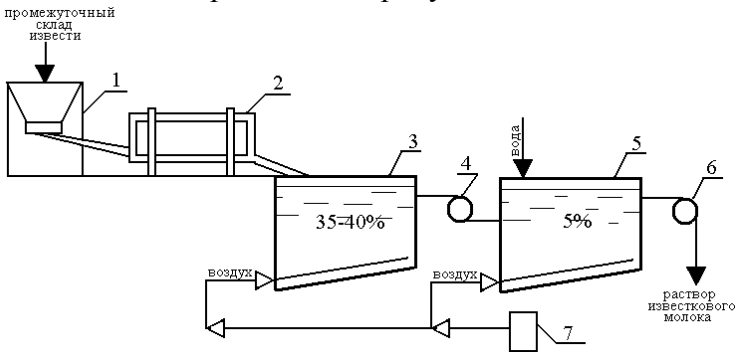


Рисунок 4 – Схема приготовления, хранения и дозирования известкового молока

1 – контейнер для извести; 2 – известигасилка; 3 – бак – хранилище; 4 – насос для перекачки известкового теста; 5 – расходный бак; 6 – насос – дозатор известкового молока в обрабатываемую воду; 7 – воздуходувка

Порядок расчёта схемы приготовления, хранения и дозирования известкового молока, приведённой на рисунке 4, следующий:

1) Расход реагента (т/сут) определяется по формуле:

$$G_{\text{щ}} = \frac{D_{\text{щ}} \cdot Q_{\text{полн}}}{10000 \cdot P_i}, \quad (22)$$

где  $P_i$  – процентное содержание безводного продукта в извести по CaO,  $P_i = 50 - 70\%$ .

2) Производительность известогасильных аппаратов (т/ч) определяется по формуле:

$$П_u = \frac{G_{\text{щ}} \cdot K}{T}, \quad (23)$$

где  $K$  – коэффициент, учитывающий перерывы в работе известогасильных аппаратов,  $K = 3 - 4$ ;

$T$  – время работы станции в сутки.

Марку известогасильного аппарата выбирают в зависимости от производительности аппарата по таблице П6 Приложения. Количество известогасильных аппаратов должно быть не менее двух.

3) Склад хранения извести предусматривают в соответствии с п.6.202 – 6.204 /1/. Площадь склада ( $\text{м}^2$ ) определяют по формуле:

$$F_{\text{скл}} = \frac{G_{\text{щ}} \cdot T \cdot a}{G_0 \cdot h_u}, \quad (24)$$

где  $T$  – продолжительность хранения извести на складе,  $T = 15 - 30$  суток;

$a$  – коэффициент, учитывающий дополнительные площади проходов на складе,  $a = 1,15$ ;

$G_0$  – объёмный вес извести при загрузке склада навалом,  $G_0 = 1 \text{ т/м}^3$ ;

$h_u$  – допустимая высота слоя извести на складе  $h_u = 1,5 \text{ м}$ .

В зависимости от площади принимают размеры склада в плане.

4) Объём баков – хранилищ определяют согласно п.6.207 из расчёта  $3,5 - 5 \text{ м}^3$  на 1 т товарной извести.

Принимают количество баков – хранилищ и определяют размеры одного бака. Высота слоя известкового теста принимается  $1,5 - 2,5 \text{ м}$ .

Для улучшения условий перемешивания в бак – хранилище подаётся воздух. Определяется необходимый расход воздуха по формуле (11).

5) Объём расходных баков известкового молока ( $\text{м}^3$ ) определяют по формуле:

$$W_{\text{расх}} = \frac{D_{\text{из}} \cdot q \cdot T_p}{10000 \cdot b_u \cdot \gamma}, \quad (25)$$

где  $T_p$  – время хранения известкового молока,  $T = 12 - 16 \text{ ч}$ ;

$b_u$  – концентрация раствора известкового молока, не более 5% по CaO (согласно п.6.35 /1/);

$\gamma$  – удельный вес раствора известкового молока,  $\gamma = 1 \text{ т/м}^3$ .

Количество растворных баков принимают не менее двух, высоту слоя известкового молока –  $1,5 - 2,5 \text{ м}$  и определяют размеры одного бака.

Для поддержания частиц извести во взвешенном состоянии в расходных баках предусматривают гидравлические или лопастные мешалки. Тип мешалки подбирают по объёму бака по таблице П7 Приложения.

Для гидравлической мешалки определяется необходимый расход воздуха и по таблице П3 Приложения определяется марка воздуходувки. Принимается одна воздуходувка для бака – хранилище и расходного бака. Допускается принимать единое воздуходувное хозяйство для отделений коагулянта и извести.

6) Определяют часовой расход реагента по формуле (18) и по таблице П2 Приложения подбирают насос для перекачки известкового теста в расходные баки.

7) Определяют часовой расход реагента по формуле (18) и по таблице П5 Приложения подбирают насос – дозатор.

**Пример 5.** Рассчитать оборудования для приготовления, хранения и дозирования извести, если она поставляется на станцию в виде комой негашёной извести. Принять  $Q_{полн} = 95\ 000\ \text{м}^3/\text{сут}$ ,  $D_{щ} = 20\ \text{г}/\text{м}^3$ .

1) По формуле (22) определяем суточный расход извести:

$$G_{щ} = \frac{D_{щ} \cdot Q_{полн}}{10000 \cdot P_i} = \frac{20 \cdot 95000}{10000 \cdot 60} = 3,17\ \text{т/сут},$$

где  $P_i$  – процентное содержание безводного продукта в извести по CaO, принимаем  $P_i = 60\%$ .

Принимаем, что известь на стацию очистки завозится один раз в месяц, таким образом месячный запас извести должен составлять:

$$G_{щ}^м = 30 \cdot G_{щ} = 30 \cdot 3,17 = 95,1\ \text{т/мес.}$$

2) Необходимая производительность извести-гасильного аппарата рассчитываем по формуле (23):

$$П_u = \frac{G_{щ} \cdot K}{T} = \frac{3,17 \cdot 3}{24} = 0,40\ \text{т/сут},$$

где  $K$  – коэффициент, учитывающий перерывы в работе извести-гасильных аппаратов, принимаем  $K = 3$ ;

$T$  – время работы станции в сутки.

Исходя из производительности выбираем в качестве аппарата для гашения извести по таблице П6 Приложения выбираем шаровую мельницу марки СМ-432 производительностью  $П_u = 0,5 - 0,9\ \text{т/ч}$ , мощность электродвигателя  $N = 20\ \text{кВт}$ . Количество извести-гасильных аппаратов принимаем два.

3) Площадь склада определяем по формуле (24), принимая, принимая, что продолжительность хранения извести на складе составляет 15 суток:

$$F_{скл} = \frac{G_{ц} \cdot T \cdot a}{G_0 \cdot h_u} = \frac{3,17 \cdot 15 \cdot 1,15}{1 \cdot 1,5} = 36,45 \approx 37 \text{ м}^2,$$

где  $T$  – продолжительность хранения извести на складе, принимаем  $T = 15$  сут;

$a$  – коэффициент, учитывающий дополнительные площади проходов на складе,  $a = 1,15$ ;

$G_0$  – объёмный вес извести при загрузке склада навалом,  $G_0 = 1 \text{ т/м}^3$ ;

$h_u$  – допустимая высота слоя извести на складе  $h_u = 1,5 \text{ м}$ .

Принимаем склад для хранения извести размерами в плане  $6 \times 6,5 \text{ м}$ .

4) Объём баков – хранилищ определяем согласно п.6.207 из расчёта  $3,5 - 5 \text{ м}^3$  на 1 т товарной извести. Так как в баках – хранилищах находится 30 – дневный запас раствора, то объём баков составит:

$$W_{\delta-хр} = (3,5 \div 5) \cdot G_{ц}^M = 4 \cdot 95,1 = 380,4 \text{ м}^3.$$

Принимают количество баков – хранилищ – пять. Тогда объём одного бака составит:

$$W_{\delta-хр1} = \frac{W_{\delta-хр}}{n} = \frac{380,4}{5} = 76,08 \text{ м}^3.$$

Принимаем высоту слоя известкового раствора в баке – хранилище  $2,0 \text{ м}$ . Тогда площадь бака в плане:

$$F_{\delta-хр} = \frac{W_{\delta-хр1}}{2,0} = \frac{76,08}{2,0} = 38,04 \text{ м}^2,$$

а размеры бака:

$$a = b = \sqrt{F_{\delta-хр}} = \sqrt{38,04} = 6,17 \text{ м}.$$

Принимаем размеры бака в плане  $a = b = 6,2 \text{ м}$ . При данных размерах высота слоя раствора извести составит:

$$h_p = \frac{W_{\delta-хр1}}{a \cdot b} = \frac{76,08}{6,2 \cdot 6,2} = 1,98 \text{ м}.$$

Высота бака с учётом строительного запаса:

$$h = h_p + (0,3 \div 0,5) = 1,98 + 0,42 = 2,4 \text{ м.}$$

Таким образом, размеры одного бака – хранилища:  
 $a \times b \times h = 6,2 \times 6,2 \times 2,4 \text{ м.}$

Полный объём одного бака – хранилища составит:

$$W_{\text{б-хр1}} = a \cdot b \cdot h = 6,2 \cdot 6,2 \cdot 2,4 = 92,26 \text{ м}^3,$$

а объём баков – хранилищ:

$$W_{\text{б-хр}} = W_{\text{б-хр1}} \cdot n = 92,26 \cdot 5 = 461,3 \text{ м}^3.$$

Концентрация известкового раствора в баках – хранилищах должна составлять 35 – 40%, принимаем, что концентрация в баках – хранилищах – 40%.

5) Объём расходных баков известкового молока определяем по формуле (25):

$$W_{\text{расх}} = \frac{D_{\text{ц}} \cdot q \cdot T_p}{10000 \cdot b_u \cdot \gamma} = \frac{20 \cdot 3958,33 \cdot 14}{10000 \cdot 5 \cdot 1} = 22,17 \text{ м}^3,$$

где  $q$  – часовая производительность станции,

$$q = Q_{\text{сут}} / 24 = 95000 / 24 = 3958,33 \text{ м}^3/\text{ч};$$

$T_p$  – время хранения известкового молока, принимаем

$$T_p = 14 \text{ ч};$$

$b_u$  – концентрация раствора известкового молока, принимаем согласно п.6.35 /1/  $b_u = 5\%$ ;

$\gamma$  – удельный вес раствора известкового молока,  $\gamma = 1 \text{ т/м}^3$ .

Количество расходных баков принимаем два. Тогда объём одного расходного бака составит:

$$W_{\text{расх1}} = \frac{W_{\text{расх}}}{n} = \frac{22,17}{2} = 11,09 \text{ м}^3.$$

Принимаем высоту слоя известкового раствора в расходном баке 2,0 м. Тогда площадь бака в плане:

$$F_{\text{расх}} = \frac{W_{\text{расх1}}}{2,0} = \frac{11,09}{2,0} = 5,45 \text{ м}^2,$$

а размеры бака:

$$a = b = \sqrt{F_{\text{расх}}} = \sqrt{5,45} = 2,33 \text{ м.}$$

Принимаем размеры бака в плане  $a = b = 2,3$  м. При данных размерах высота слоя раствора извести составит:

$$h_p = \frac{W_{\text{расх1}}}{a \cdot b} = \frac{11,09}{2,3 \cdot 2,3} = 2,10 \text{ м.}$$

Высота бака с учётом строительного запаса:

$$h = h_p + (0,3 \div 0,5) = 2,10 + 0,40 = 2,5 \text{ м.}$$

Таким образом, размеры одного расходного бака:

$$a \times b \times h = 2,3 \times 2,3 \times 2,5 \text{ м.}$$

Полный объём одного расходного бака составит:

$$W_{\text{расх1}} = a \cdot b \cdot h = 2,3 \cdot 2,3 \cdot 2,5 = 13,22 \text{ м}^3,$$

а объём расходных баков:

$$W_{\text{расх}} = W_{\text{расх1}} \cdot n = 13,22 \cdot 2 = 26,44 \text{ м}^3.$$

Для поддержания частиц извести во взвешенном состоянии в расходных баках предусматриваем мешалку. Исходя из объёма одного бака  $W_{\text{расх1}} = 13,22 \text{ м}^3$  по таблице П7 Приложения подбираем гидравлическую мешалку типа М-14.

Для улучшения перемешивания предусматриваем подачу сжатого воздуха в баки – хранилища и расходные баки. Расчётный расход воздуха определяем по формуле (11).

Расход воздуха для одного бака – хранилища составит:

$$q_{\text{б-хр1}} = F_{\text{б-хр}} \cdot w = a \cdot b \cdot w = 6,2 \cdot 6,2 \cdot 5 = 192,20 \text{ л/с,}$$

где  $w$  – интенсивность подачи воздуха, принимаем  $w = 5$  л/с; общий расход воздуха для баков – хранилищ:

$$q_{\text{б-хр}} = q_{\text{б-хр1}} \cdot n = 192,2 \cdot 5 = 961,00 \text{ л/с;}$$

для одного расходного бака:

$$q_{\text{расх1}} = F_{\text{расх}} \cdot w = a \cdot b \cdot w = 2,3 \cdot 2,3 \cdot 5 = 26,45 \text{ л/с,}$$

где  $w$  – интенсивность подачи воздуха, принимаем  $w = 5$  л/с; общий расход воздуха для расходных баков:

$$q_{\text{расх}} = q_{\text{расх1}} \cdot n = 26,45 \cdot 2 = 52,90 \text{ л/с.}$$

Тогда общий расход воздуха составит:



$$q_{\text{общ}} = q_{\text{об-хр}} + q_{\text{расх}} = 961,00 + 52,90 = 1013,9 \text{ л/с} = \\ = 1,0139 \text{ м}^3/\text{с} = 60,83 \text{ м}^3/\text{мин}.$$

В соответствии с общим расходом воздуха по таблице ПЗ Приложения подбираем воздухоподувку марки ВК – 12 с подачей  $Q_{\text{в}} = 10,2 \text{ м}^3/\text{мин}$ . Количество воздухоподувок принимаем – шесть.

6) Определяем часовой расход реагента при перекачке раствора из баков – хранилищ в расходные баки по формуле (18):

$$Q_u = \frac{100 \cdot q \cdot D_{\text{ц}}}{b \cdot \rho_{\text{расх}}} = \frac{100 \cdot 3958,33 \cdot 0,02}{40 \cdot 1000} = 0,20 \text{ м}^3/\text{ч},$$

где  $D_{\text{ц}}$  – доза извести,  $\text{кг}/\text{м}^3$ ,  $D_{\text{ц}} = 20 \text{ г}/\text{м}^3 = 0,02 \text{ кг}/\text{м}^3$ ;

$b$  – концентрация раствора извести в баке – хранилище,  $b = 40\%$ ;

$\rho_{\text{расх}}$  – плотность раствора извести в расходном баке,  $\rho_{\text{расх}} = 1000 \text{ кг}/\text{м}^3$ .

По таблице П2 Приложения принимаем два насоса: один рабочий и один резервный марки 2Х-9Л-1 (подача  $Q_n = 12 - 29 \text{ м}^3/\text{ч}$ ; напор  $H = 20 - 14 \text{ м}$ ; мощность электродвигателя  $N = 3 - 4 \text{ кВт}$ ).

7) Определяем часовой расход реагента из расходных баков по формуле (18), концентрация раствора извести в расходных баках составляет 5%:

$$Q_u = \frac{100 \cdot q \cdot D_{\text{ц}}}{b \cdot \rho_{\text{расх}}} = \frac{100 \cdot 3958,33 \cdot 0,02}{5 \cdot 1000} = 1,58 \text{ м}^3/\text{ч},$$

где  $D_{\text{ц}}$  – доза извести,  $\text{кг}/\text{м}^3$ ,  $D_{\text{ц}} = 20 \text{ г}/\text{м}^3 = 0,02 \text{ кг}/\text{м}^3$ ;

$b$  – концентрация раствора извести в расходном баке,  $b = 5\%$ ;

$\rho_{\text{расх}}$  – плотность раствора извести в расходном баке,  $\rho_{\text{расх}} = 1000 \text{ кг}/\text{м}^3$ .

По таблице П5 Приложения подбираем насос – дозатор марки НД 1600/10 (подача  $Q_n = 1,6 \text{ м}^3/\text{ч}$ ; напор  $H = 100 \text{ м}$ ; мощность электродвигателя  $N = 3 \text{ кВт}$ ).

### **3.3 Расчёт оборудования для приготовления, хранения и дозирования раствора флокулянта**

Раствор ПАА поступает на станцию очистки в виде вязкого геля 7 – 10% концентрацией по ПАА. Гель поставляется в бочках весом 100 – 150 кг или в полиэтиленовых мешках массой 40 кг, упакованных в ящик.

Концентрация рабочего раствора ПАА, дозируемого в обрабатываемую воду, составляет 0,5 – 1%. Раствор готовят в типовых установках УРП – 2М. Установка состоит из бака, лопастной мешалки для диспергирования раствора и центробежного насоса для подачи приготовленного раствора ПАА в расходный бак. Вращение лопастной мешалкой осуществляется электродвигателем мощностью 4,5 кВт, частота вращения – 700 – 1000 об/мин. Габаритные размеры установки в плане 2,19×1,58 м. Установка смонтирована на металлической раме, крепящейся анкерными болтами на фундаменте.

Приготовленный раствор перекачивается в расходный бак, где разбавляется до концентрации 0,1 – 0,5% и дозируется в обрабатываемую воду.

Срок хранения растворов ПАА не должен превышать 20 дней.

Раствор АК рекомендуют готовить в установках периодического или непрерывного действия путём обработки раствора жидкого стекла хлором или очищенным сернокислым алюминием.

Схема оборудования для приготовления, хранения и дозирования ПАА приведена на рисунке 5.

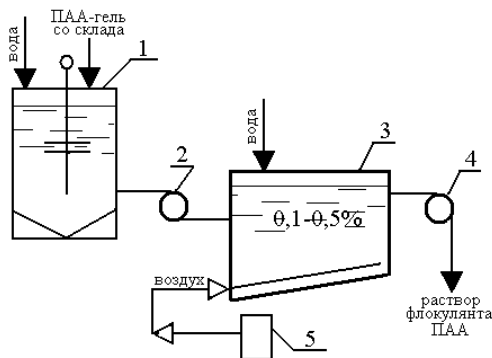


Рисунок 5 – Схема приготовления, хранения и дозирования ПАА

1 – типовая мешалка УРП – 2М; 2 — насос для перекачки раствора ПАА; 3 – расходный бак; 4 – насос – дозатор раствора ПАА; 5 – воздуходувка

Порядок расчёта схемы для приготовления, хранения и дозирования ПАА, приведённой на рисунке 5, следующий:

1) Площадь склада для хранения товарного ПАА ( $m^2$ ) определяют по формуле:

$$F_{скл} = \frac{1,2 \cdot D_{ПАА} \cdot Q_{полн} \cdot T \cdot 10^{-6}}{h_{\phi} \cdot \gamma}, \quad (26)$$

где  $D_{ПАА}$  – доза ПАА,  $г/м^3$ ;

$T$  – продолжительность хранения ПАА на складе,  $T = 30$  суток;

$h_{\phi}$  – высота слоя товарного реагента (ящики в 2 – 3 яруса),  $h_{\phi} = 1 - 1,5 м$ ;

$\gamma$  – удельный вес ПАА – геля,  $\gamma = 1 т/м^3$ .

В зависимости от площади принимают размеры склада в плане.

2) Для растворения геля принимают типовую установку УРП – 2М. Продолжительность приготовления раствора реагента 25 – 40 мин. Для ускорения приготовления раствора ис-

пользуют горячую воду с температурой более 50 °С. Количество установок принимают не менее двух.

3) Определяют объём расходных баков, м<sup>3</sup>:

$$W_{расх} = \frac{D_{ПАА} \cdot Q_{полн} \cdot T_p}{10000 \cdot b_{ПАА} \cdot \gamma}, \quad (27)$$

где  $W_{расх}$  – объём расходных баков, м<sup>3</sup>;

$T_p$  – время, на которое создаётся запас рабочего раствора,

$T_p \leq 20$  суток;

$b_{ПАА}$  – концентрация ПАА в расходном баке,  $b_{ПАА} = 0,5\%$  при использовании поплавкового дозатора;  $b_{ПАА} = 0,1 - 0,2\%$  при использовании насоса – дозатора.

Количество расходных баков должно быть не менее двух. Размеры бака назначают конструктивно. Глубина слоя раствора принимается 1,5 – 2 м. Бак оборудуется системой для барботажного воздуха.

4) Для интенсификации процессов растворения ПАА в расходных баках предусматривают подачу сжатого воздуха.

Марку воздушодувки подбирают по таблице V.30 /3/ или по таблице ПЗ Приложения, исходя из площади расходных баков и интенсивности подачи воздуха 4 – 6 л/(с·м<sup>2</sup>).

7) Определяют производительность дозатора, м<sup>3</sup>/ч:

$$Q_n = \frac{W_{расх}}{24 \cdot T_p}. \quad (28)$$

Исходя из производительности подбирают поплавковый дозатор по таблице П4 Приложения или насос – дозатор по таблице V.27 /3/ или таблице П5 Приложения.

**Пример 6.** Рассчитать оборудования для приготовления, хранения и дозирования ПАА, если производительность станции  $Q_{полн} = 100\,000$  м<sup>3</sup>/сут, доза флокулянта  $D_{ПАА} = 0,6$  г/м<sup>3</sup>.

1) Площадь склада для хранения товарного ПАА определяем по формуле (26):

$$F_{скл} = \frac{1,2 \cdot D_{ПАА} \cdot Q_{полн} \cdot T \cdot 10^{-6}}{h_{\phi} \cdot \gamma} =$$

$$= \frac{1,2 \cdot 0,6 \cdot 100000 \cdot 30 \cdot 10^{-6}}{1 \cdot 1} = 2,16 \text{ м}^2,$$

где  $T$  – продолжительность хранения ПАА на складе,  $T = 30$  суток;

$h_{\phi}$  – высота слоя товарного реагента, принимаем  $h_{\phi} = 1,0$  м;

$\gamma$  – удельный вес ПАА – геля,  $\gamma = 1 \text{ т/м}^3$ .

Принимаем склад для хранения ПАА – геля  $1,5 \times 1,5$  м.

2) Для растворения геля принимаем типовую установку УРП – 2М. Для ускорения приготовления раствора используют горячую воду с температурой более  $50$  °С. Количество установок принимаем – две.

3) Рассчитываем объём расходных баков по формуле (27):

$$W_{расх} = \frac{D_{ПАА} \cdot Q_{полн} \cdot T_p}{10000 \cdot b_{ПАА} \cdot \gamma} = \frac{0,6 \cdot 100000 \cdot 10}{10000 \cdot 0,2 \cdot 1} = 300 \text{ м}^3,$$

где  $T_p$  – время, на которое создаётся запас рабочего раствора, принимаем  $T_p = 10$  суток;

$b_{ПАА}$  – концентрация ПАА в расходном баке, принимаем  $b_{ПАА} = 0,2\%$  при использовании насоса – дозатора.

Принимаем количество растворных баков шесть. Тогда объём одного расходного бака составит:

$$W_{расх1} = \frac{W_{расх}}{6} = \frac{300}{6} = 50 \text{ м}^3.$$

Принимаем высоту слоя раствора ПАА в баке  $2$  м. Тогда площадь бака в плане:

$$F_{\text{расх}} = \frac{W_{\text{расх1}}}{2} = \frac{50}{2} = 25 \text{ м}^2,$$

а размеры бака:

$$a = b = \sqrt{F_{\text{расх}}} = \sqrt{25} = 5 \text{ м.}$$

Принимаем размеры бака в плане  $a = b = 5 \text{ м}$ . При данных размерах высота слоя раствора ПАА составит:

$$h_p = \frac{W_{\text{расх1}}}{a \cdot b} = \frac{50}{5 \cdot 5} = 2 \text{ м.}$$

Высота бака с учётом строительного запаса:

$$h = h_p + (0,3 \div 0,5) = 2 + 0,40 = 2,4 \text{ м.}$$

Таким образом, размеры одного расходного бака:

$$a \times b \times h = 5 \times 5 \times 2,4 \text{ м.}$$

Полный объём одного расходного бака составит:

$$W_{\text{расх1}} = a \cdot b \cdot h = 5 \cdot 5 \cdot 2,4 = 60 \text{ м}^3,$$

а объём рабочих расходных баков:

$$W_{\text{расх}} = W_{\text{расх1}} \cdot n = 60 \cdot 6 = 360 \text{ м}^3.$$

4) Для улучшения условий перемешивания и разбавления раствора ПАА в расходные баки предусматриваем подачу сжатого воздуха.

Общий расход воздуха для расходных баков определяем по формуле (11):

$$\begin{aligned} q_{\text{общ}} &= F_{\text{расх}} \cdot \omega = a \cdot b \cdot \omega = 5 \cdot 5 \cdot 5 \cdot 6 = 750 \text{ л/с} = \\ &= 0,75 \text{ м}^3/\text{с} = 45 \text{ м}^3/\text{мин}, \end{aligned}$$

где  $w$  – интенсивность подачи воздуха, принимаем  $w = 5 \text{ л/с}$ .

В соответствии с общим расходом воздуха по таблице ПЗ Приложения подбираем воздуходувку марки ВК – 12 с подачей  $Q_6 = 9,2 \text{ м}^3/\text{мин}$ . Необходимое количество воздуходувок – 5.

7) Определяем производительность дозатора по формуле (28):

$$Q_n = \frac{W_{\text{расх}}}{24 \cdot T_p} = \frac{360}{24 \cdot 10} = 1,5 \text{ м}^3/\text{ч.}$$

Исходя из производительности, по таблице П5 Приложения подбираем насос – дозатор марки НД 1600/10 (подача  $Q_n = 1,6 \text{ м}^3/\text{ч}$ ; напор  $H = 100 \text{ м}$ ; мощность электродвигателя  $N = 3 \text{ кВт}$ ).

### **3.4 Расчёт оборудования для обеззараживания воды**

Обеззараживание является, как правило, заключительной стадией обработки воды и предназначено для уничтожения в воде бактерий и вирусов, вызывающих инфекционные заболевания. Необходимо отметить, что до 98% гетерофазных биологических загрязнений поверхностных вод, в том числе и бактерий, удаляется при обработке воды коагулянтами.

Различают химические, или реагентные, и физические, или безреагентные, методы обеззараживания. К химическим способам относятся: хлорирование, озонирование, обеззараживание ионами тяжелых металлов и другие, к физическим – обеззараживание ультрафиолетовыми лучами, ультразвуком, импульсным электрическим разрядом, кипячение и т. д.

Выбор метода обеззараживания и устройства для дезинфекции воды следует предусматривать согласно пп. 6.144 – 6.171 /1/.

Наиболее распространенным способ обеззараживания является хлорирование – обработка воды жидким хлором или хлорсодержащими веществами: хлорной известью, гипохлоритом кальция, двуокисью хлора, раствором гипохлорита натрия и др.

На станцию очистки жидкий хлор поставляется в стальных баллонах, вместимостью 25 – 69 кг сжиженного хлора. Для крупных станций хлор доставляют в железнодорожных цистернах ёмкостью до 48 т, откуда переливается в стальные бочки вместимостью 0,7 – 3 т жидкого хлора. Жидкий хлор, испаряясь из баллонов (бочек) поступает в хлораторы, где происходит приготовление хлорной воды, которая затем смешивается с обрабатываемой водой.

Размеры баллонов: длина 770 – 1855 мм; размеры бочек: диаметр 720 мм, длина 1800 и 5500 мм.

Хлораторы монтируются на щитах размером 800×730×165 мм, прикрепляемых на расстоянии 0,25 – 0,3 м от стены. Расстояние между соседними щитами 0,7 м.

С учётом установки промежуточных баллонов, весового оборудования, вентиляторов и т.д., площадь помещения хлораторной принимается из расчёта 8 – 10 м<sup>2</sup> на каждые два рабочих хлоратора.

Хлораторную располагают обязательно на первом этаже. Из хлораторной необходимо предусмотреть запасной выход непосредственно наружу здания. Хлораторная должна быть оборудована вентиляцией с 12 – кратным воздухообменом. При входе в хлораторную устраивают тамбур, в котором размещены шкафы для спецодежды и противогазы.

Порядок расчёта для обеззараживания воды жидким хлором следующий:

1) Определяют часовую потребность хлора, кг/ч:

$$Q_{Cl_2} = \frac{(D_{Cl_2}^1 + D_{Cl_2}^2) \cdot Q_{полн}}{24 \cdot 1000}, \quad (29)$$

где  $D_{Cl_2}^1$  – доза хлора при первичном хлорировании, г/м<sup>3</sup>;

$D_{Cl_2}^2$  – доза хлора при вторичном хлорировании, г/м<sup>3</sup>.

2) Выбираем марку хлоратора по таблице П8 Приложения, и исходя из производительности одного хлоратора устанавливают требуемое количество хлораторов:

$$n_{Cl_2} = \frac{Q_{Cl_2}}{q_{Cl_2}}, \quad (30)$$

где  $q_{Cl_2}$  – производительность одного хлоратора, кг/ч.

Количество резервных хлораторов определяют согласно п. 6.152 /1/.

3) Рассчитывают количество одновременно действующих баллонов или бочек:



$$n_{\delta} = \frac{Q_{Cl_2}}{g_{\delta}}, \quad (31)$$

где  $g_{\delta}$  – количество хлора, испаряющегося (снимаемого) с одного баллона или с  $1 \text{ м}^2$  поверхности бочки;  $g_{\delta} = 3 \text{ кг/ч}$ .

Баллоны (бочки) в помещении хлораторной устанавливаются весы для дополнительного контроля за расходом хлора.

4) Определяют суточную потребность в баллонах:

$$n_{\delta / \text{сут}} = \frac{Q_{Cl_2}^{\text{сут}}}{q_{\delta}}, \quad (32)$$

где  $q_{\delta}$  – ёмкость одного стандартного баллона,  $q_{\delta} = 55 \text{ л}$ .

При суточном расходе хлора более или равном трём баллонам при хлораторной следует предусматривать хранение трёхсуточного запаса хлора. Склад хлора не должен иметь непосредственного сообщения с хлораторной.

Основной запас хлора хранится вне станции очистки на расходном складе, рассчитанном на месячную потребность в хлоре. Доставка баллонов с расходного склада на станцию очистки осуществляется по мере надобности автомашинами, электрокарами или другими видами транспорта.

**Пример 7.** Рассчитать оборудования для дезинфекции воды с помощью жидкого хлора. Полная производительность станции очистки  $Q_{\text{полн}} = 75\,000 \text{ м}^3/\text{сут}$ , доза для первичного хлорирования составляет  $D_{Cl_2}^1 = 6 \text{ г/м}^3$ , для вторичного хлорирования –  $D_{Cl_2}^2 = 3 \text{ г/м}^3$ .

1) Определяем часовой расход хлора по формуле (29):

$$Q_{Cl_2} = \frac{(D_{Cl_2}^1 + D_{Cl_2}^2) \cdot Q_{\text{полн}}}{24 \cdot 1000} = \frac{(6 + 3) \cdot 75000}{24 \cdot 1000} = 28,125 \text{ кг/ч}$$

2) По таблице П8 Приложения подбираем хлоратор ЛОНИИ – 100, его производительность составляет  $0,6 - 10 \text{ кг/ч}$ .

Требуемое количество хлораторов рассчитываем по формуле (30):

$$n_{Cl_2} = \frac{Q_{Cl_2}}{q_{Cl_2}} = \frac{28,125}{10} = 2,8 \approx 3 \text{ шт.},$$

где  $q_{Cl_2}$  – производительность одного хлоратора, принимаем  $q_{Cl_2} = 10$  кг/ч.

Согласно п. 6.152 /1/ принимаем два резервных хлоратора.

3) Рассчитываем количество одновременно действующих баллонов по формуле (31):

$$n_{\delta} = \frac{Q_{Cl_2}}{g_{\delta}} = \frac{28,125}{3} = 9,4 \approx 10 \text{ шт.},$$

где  $g_{\delta}$  – количество хлора, испаряющегося (снимаемого) с одного баллона или с 1 м<sup>2</sup> поверхности бочки;  $g_{\delta} = 3$  кг/ч.

4) Определяем суточную потребность в баллонах по формуле (32):

$$n_{\delta/сут} = \frac{Q_{Cl_2}^{сут}}{q_{\delta}} = \frac{675}{55} = 12,3 \approx 13 \text{ шт.},$$

где  $Q_{Cl_2}^{сут}$  – суточный расход хлора,  $Q_{Cl_2}^{сут} = Q_{Cl_2} \cdot 24 = 28,125 \cdot 24 = 675$  кг/сут;

$q_{\delta}$  – ёмкость одного стандартного баллона,  $q_{\delta} = 55$  л.

Баллоны (бочки) в помещении хлораторной устанавливают весы для дополнительного контроля за расходом хлора.

При суточном расходе хлора более или равном трём баллонам при хлораторной следует предусматривать хранение трёхсуточного запаса хлора. Таким образом, количество баллонов на этом складе составит:

$$n_{\delta/складе} = 3 \cdot n_{\delta/сут} = 3 \cdot 13 = 39 \text{ шт.}$$

Склад хлора не должен иметь непосредственного сообщения с хлораторной.

Основной запас хлора хранится вне станции очистки на расходном складе, рассчитанном на месячную потребность в хлоре.

В данном случае запас хлора должен составлять:

$$n_{\text{б / мес}} = \frac{Q_{\text{Cl}_2}^{\text{сум}} \cdot 30}{q_{\text{б}}} = \frac{675 \cdot 30}{55} = 368,2 \approx 369 \text{ баллонов,}$$

Доставка баллонов с расходного склада на станцию очистки производится по мере надобности автомашинами.

## 4 ВЫБОР И РАСЧЁТ СМЕСИТЕЛЯ

Смесители предназначены для быстрого и равномерно-го распределения реагентов по объёму обрабатываемой воды. Смешение осуществляется 1 – 2 минуты при сухом дозировании и не более 3 минут – при мокром.

Смесительные устройства по принципу действия могут быть разделены на два типа: гидравлические (в них турбулентный поток создаётся сужениями или дырчатými перегородками) и механические (в них турбулизация потока достигается вращением лопастей или пропеллеров электродвигателем).

К гидравлическим смесителям относятся: дырчатые, перегородчатые, коридорные, вихревые и смесительные устройства закрытого типа (шайбы, диафрагмы, вставки Вентури).

Гидравлические смесители более просты по конструкции и удобны в эксплуатации.

Перегородчатые смесители рекомендуется применять при производительности до 500 – 600 м<sup>3</sup>/ч, дырчатые – до 1000 м<sup>3</sup>/ч, вихревые – до 1500 м<sup>3</sup>/ч. Закрытые смесительные устройства применяют в основном при смешении реагентов с водой в насосных станциях первого подъёма или трубопроводах.

Число смесительных устройств (секций) одного назначения следует принимать не менее двух с возможностью отключения любого из них при технологической необходимости.

Резервных смесителей не предусматривают, но при этом устраивают обводной трубопровод в обход смесителей с размещением в нём резервных устройств для ввода реагентов.

Смесители должны быть оборудованы переливными трубопроводами и трубопроводами для опорожнения и выпуска осадка в канализацию.

Механические смесители обеспечивают достаточно быстрое и полное смешение реагентов с водой независимо от колебаний её расхода и позволяют снизить расход коагулянта.

Однако механические смесители приводят к повышенным затратам электроэнергии.

Выбор типа смесителя зависит от производительности станции, компоновки сооружений, вида используемых реагентов и т.д..

Для смешения с водой реагентов в виде суспензий (например, известкового молока, используемого при подщелачивании) рекомендуется применять вихревые смесители. Они представляют собой круглый или квадратный (в плане) резервуар с конической или пирамидальной нижней частью. Турбулизация потока в вихревом смесителе создаётся за счёт изменения скорости восходящего потока воды при переходе от узкой (нижней) части к широкой (верхней) части. Угол конусности нижней части составляет  $30 - 45^\circ$ , скорость выхода воды из подводящего трубопровода в нижнюю часть смесителя –  $1,2 - 1,5$  м/с, скорость восходящего потока на уровне водосборных лотков –  $30 - 40$  мм/с, отводящие трубопроводы и лотки рассчитывают при скорости движения в них воды  $0,6$  м/с. Высота вертикальных стенок смесителя должна составлять  $1,0 - 1,5$  м. Время пребывания воды в вихревом смесителе составляет  $1,5 - 2$  минуты, при реагентном умягчении – до  $3$  минут.

При проектировании станций обработки воды с применением осветлителей со взвешенным слоем осадка вихревые смесители следует приспособлять как воздухоотделители. При этом вертикальные стенки смесителя принимают высотой не менее  $2,0 - 2,5$  м.

Порядок расчёта вихревого смесителя следующий:

1) Определяют необходимое количество смесителей:

$$n_{см} = \frac{q}{q_{см}}, \quad (33)$$

где  $q$  – часовая производительность станции,  $м^3/ч$ ;

$q_{см}$  – допустимая нагрузка на один смеситель,  
 $q_{см} = 1200 - 1500 \text{ м}^3/\text{ч}$ .

Принимают количество смесителей не менее двух.  
 Уточняют нагрузку на один смеситель.

2) Площадь горизонтального сечения верхней части смесителя составит:

$$f_g = \frac{q_{см}}{V_g}, \quad (34)$$

где  $V_g$  – скорость восходящего потока воды,  $V_g = 30 - 40 \text{ мм/с} = 108 - 144 \text{ м}^3/\text{ч}$ .

Рекомендуемая площадь смесителя не более  $20 - 25 \text{ м}^2$ .

Задаваясь формой смесителя в плане, определяют его размеры.

Для смесителя, круглого в плане:

$$D = \sqrt{\frac{4f_g}{\pi}}; \quad (35)$$

для смесителя, квадратного в плане:

$$b = \sqrt{f_g}. \quad (36)$$

3) Находят диаметр подводящего трубопровода:

$$d_n = \sqrt{\frac{4q_{см}}{\pi \cdot V_n}}, \quad (37)$$

где  $V_n$  – скорость воды в подводящем трубопроводе,  
 $V_n = 1,2 - 1,5 \text{ м/с}$ .

Полученное значение диаметра округляют до стандартного и определяют фактическую скорость в трубопроводе.

4) Определяют площадь нижней части смесителя в месте примыкания трубопровода  $f_n$ , исходя из внешнего диаметра подводящего трубопровода  $d_n^e$ .

5) Рассчитывают высоту нижней части смесителя: если смеситель круглый в плане:

$$h_n = \frac{D - d_n^e}{2 \operatorname{tg}(\alpha/2)}, \quad (38)$$

где  $\alpha$  – угол между наклонными стенками смесителя,  $\alpha = 30 - 45^\circ$ ;

если смеситель квадратный в плане:

$$h_n = \frac{b - d_n^e}{2 \operatorname{tg}(\alpha/2)}. \quad (39)$$

6) Определяют объём нижней части смесителя:

если смеситель круглый в плане:

$$W_n = \frac{1}{3} \pi \cdot h_n \left[ \left( \frac{D}{2} \right)^2 + \left( \frac{d_n^e}{2} \right)^2 + \frac{D}{2} \cdot \frac{d_n^e}{2} \right]; \quad (40)$$

если смеситель квадратный в плане:

$$W_n = \frac{1}{3} h_n (f_e + f_n + \sqrt{f_e \cdot f_n}). \quad (41)$$

7) Полный объём смесителя составит:

$$W = \frac{q_{см} \cdot t}{60}, \quad (42)$$

где  $t$  – продолжительность пребывания воды в смесителе,  $t = 1 - 2$  мин.

8) Находят объём верхней части смесителя:

$$W_e = W - W_n. \quad (43)$$

9) Определяют высоту верхней части смесителя:

$$h_e = \frac{W_e}{f_e}. \quad (44)$$

Высота верхней части смесителя должна составлять 1,0 – 1,5 м. Если  $h_e$  получается больше, то следует уменьшить величину  $V_e$ ,  $\alpha$  или увеличить число смесителей.

10) Исходя из высот верхней и нижней части смесителя, находят его полную высоту:

$$h_{см} = h_n + h_e. \quad (45)$$

Конструктивно смеситель следует выполнять на 0,3 – 0,5 м выше уровня воды в нём.

11) Отбор воды из верхней части смесителя осуществляется с помощью перфорированных водосборных труб или лотков. Проводят расчёт водосборных труб или лотков.

Количество сборных труб или лотков определяется исходя из максимального расстояния между ними не более 2 м и размера стороны верхней части смесителя (его диаметра ( $D$ ) или стороны ( $b$ )):

$$n_l \geq \frac{D(b)}{2}. \quad (46)$$

Расчётный расход воды на один водосборный лоток составит:

$$q_l = \frac{q_{см}}{n_l}. \quad (47)$$

Площадь живого сечения сборного лотка:

$$f_l = \frac{q_l}{V_l}, \quad (48)$$

где  $V_l$  – скорость движения воды в лотке,  $V_l = 0,6$  м/с.

Глубина воды в конце лотка для обеспечения отвода воды затопленными отверстиями принимается из условия:

$$h_l = d_o + (0,2 \div 0,25), \quad (49)$$

где  $d_o$  – диаметр затопленных отверстий, расположенных в водосборных трубах или лотках,  $d_o = 50 - 100$  мм.

Тогда ширина лотка составит:

$$b_l = \frac{f_l}{h_l}. \quad (50)$$

По конструктивным соображениям ширина водосборного лотка должна составлять 0,2 – 0,6 м. Можно рассчитать высоту водосборного лотка, задаваясь его шириной в указанных пределах.



Лоток подходит к сборному карману с двух сторон, уклон дна лотка составляет  $i = 0,02$ .

Площадь всех затопленных отверстий в стенках сборного лотка:

$$\sum f_o = \frac{q_n}{V_o \cdot 3600}, \quad (51)$$

где  $V_o$  – скорость движения воды через отверстия лотка,  $V_o = 1$  м/с.

Общее количество отверстий в лотке:

$$n_o = \frac{\sum f_o}{f_o}, \quad (52)$$

где  $f_o$  – площадь одного отверстия,  $f_o = \frac{\pi \cdot d_o^2}{4}$  м<sup>2</sup>.

Отверстия располагают по боковой поверхности лотка на глубине  $h_o = 100 - 150$  мм от верхней кромки лотка до оси отверстия.

Определяют внутренний периметр лотка:

$$p_n = 4[D(b) - 2(b_n + 0,06)]. \quad (53)$$

Шаг оси отверстий:

$$l_o = \frac{p_n}{n_o}. \quad (54)$$

Расстояние между отверстиями:

$$l_{m \setminus do} = l_o - d_o. \quad (55)$$

Расстояние от верхнего уровня воды в смесителе до дна сборного лотка:

$$h'_n = 2,33 \sqrt[3]{q_n^2}. \quad (56)$$

12) Из сборного лотка вода поступает в боковой карман. Размеры кармана принимают конструктивно, из условия размещения в его нижней части отводящего трубопровода. Диаметр данного трубопровода ( $d_{омв}$ ) подбирают по /4/ исходя

из расхода в нём равном  $q_{см}$  и скорости движения воды 0,8 – 1,0 м/с.

Тогда ширина сборного бокового кармана составит:

$$b_k = d_{отв} + 0,1. \quad (57)$$

Дно кармана располагают на 0,1 м ниже дна водосборных лотков. В кармане размещают переливной трубопровод, оканчивающейся в верхней части раструбом, диаметр которого должен быть не меньше диаметра отводящего трубопровода. Превышение верха раструба над расчётным уровнем воды в смесителе должно составлять не менее 0,1 м.

13) Время пребывания воды в отводящем трубопроводе согласно п. 6.49 /1/ должно составлять не более 1,5 минут. Исходя из скорости в отводящем трубопроводе и времени пребывания, определяют его длину, а затем с учётом уклона – потери в отводящем трубопроводе.

**Пример 8.** Рассчитать вертикальный вихревой смеситель для станции очистки с полной производительностью  $Q_{полн} = 90\,000 \text{ м}^3/\text{сут}$ .

1) Определяем необходимое количество смесителей по формуле (33):

$$n_{см} = \frac{3750}{1300} = 2,9 \approx 3 \text{ шт.}$$

где  $q$  – часовая производительность станции,

$$q = \frac{Q_{полн}}{24} = \frac{90000}{24} = 3750 \text{ м}^3/\text{ч};$$

$q_{см}$  – допустимая нагрузка на один смеситель, принимаем  $q_{см} = 1300 \text{ м}^3/\text{ч}$ .

Принимаем три вихревых смесителя и уточняем нагрузку на один смеситель:

$$q_{см} = \frac{q}{n_{см}} = \frac{3750}{3} = 1250 \text{ м}^3/\text{ч} = 0,347 \text{ м}^3/\text{с}.$$

2) Рассчитываем площадь горизонтального сечения верхней части смесителя по формуле (34):

$$f_s = \frac{1250}{110} = 11,4 \text{ м}^2,$$

где  $V_s$  – скорость восходящего потока воды, принимаем  $V_s = 110 \text{ м}^3/\text{ч}$ .

Площадь смесителя не превышает  $25 \text{ м}^2$ .

Принимаем смеситель квадратный в плане. Тогда размер стороны смесителя рассчитываем по формуле (36):

$$b = \sqrt{11,4} = 3,38 \approx 3,4 \text{ м}.$$

При этом площадь смесителя в плане составит:

$$f_s = b^2 = 3,4^2 = 11,56 \text{ м}^2.$$

3) Находим диаметр подводящего трубопровода по формуле (37):

$$d_n = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,347}{3,14 \cdot 1,3}} = 0,583 \text{ м},$$

где  $V_n$  – скорость воды в подводящем трубопроводе, принимаем  $V_n = 1,3 \text{ м/с}$ .

Принимаем стандартный диаметр  $d_n = 600 \text{ мм}$ . Уточняем фактическую скорость движения воды в подводящем трубопроводе:

$$V_n^{\phi} = \frac{4q_{см}}{\pi \cdot d_n^2} = \frac{4 \cdot 0,347}{3,14 \cdot 0,6^2} = 1,23 \text{ м/с},$$

что соответствует рекомендованному пределу  $V_n = 1,2 - 1,5 \text{ м/с}$

4) Определяем площадь нижней части смесителя в месте примыкания трубопровода, исходя из внешнего диаметра подводящего трубопровода  $d_n^s$ :

$$d_n^s = d_n + 2\delta = 0,6 + 2 \cdot 0,01 = 0,62 \text{ м};$$

$$f_n = (d_n^s)^2 = 0,62^2 = 0,384 \text{ м}^2.$$

5) Рассчитываем высоту нижней части смесителя по формуле (39):

$$h_n = \frac{3,4 - 0,62}{2 \operatorname{tg}(40/2)} = 3,82 \text{ м},$$

где  $\alpha$  – угол между наклонными стенками смесителя, принимаем  $\alpha = 40^\circ$ ;

6) Определяем объём нижней части смесителя по формуле (41):

$$W_n = \frac{1}{3} 3,8 (1,56 + 0,384 + \sqrt{1,56 \cdot 0,384}) = 17,80 \text{ м}^3.$$

7) Полный объём смесителя находим по формуле (42):

$$W = \frac{1250 \cdot 1,5}{60} = 31,25 \text{ м}^3,$$

где  $t$  – продолжительность пребывания воды в смесителе, принимаем  $t = 1,5$  мин.

8) Определяем объём верхней части смесителя по формуле (43):

$$W_g = 31,25 - 17,80 = 13,45 \text{ м}^3.$$

9) Рассчитываем высоту верхней части смесителя по формуле (44):

$$h_g = \frac{13,45}{11,56} = 1,16 \text{ м}.$$

Данная высота соответствует рекомендуемому пределу верхней части смесителя 1,0 – 1,5 м.

10) Находим полную высоту смесителя по формуле (45):

$$h_{cm} = 3,82 + 1,16 = 4,98 \text{ м}.$$

Конструктивно смеситель следует выполнять на 0,3 – 0,5 м выше уровня воды в нём, следовательно конструктивная высота смесителя составит:

$$h_{cm}^k = h_{cm} + (0,3 \div 0,5) = 4,98 + 0,42 = 5,4 \text{ м}.$$

11) Отбор воды из верхней части смесителя осуществляется с помощью перфорированных водосборных труб или лотков. Произведём расчёт водосборных лотков.

Количество сборных лотков определяем по формуле (46):

$$n_n = \frac{3,4}{2} = 1,7 \approx 2.$$

Принимаем количество лотков – два.

Расчётный расход воды на один водосборный лоток определяем по формуле (47):

$$q_n = \frac{1250}{2} = 625 \text{ м}^3/\text{ч} = 0,174 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Площадь живого сечения сборного лотка находим по формуле(48):

$$f_n = \frac{0,174}{0,6} = 0,29 \text{ м}^2,$$

где  $V_n$  – скорость движения воды в лотке,  $V_n = 0,6 \text{ м/с}$ .

Глубина воды в конце лотка для обеспечения отвода воды затопленными отверстиями принимаем из условия (49):

$$h_n = 0,07 + (0,2 \div 0,25) = 0,07 + 0,25 = 0,32,$$

где  $d_o$  – диаметр затопленных отверстий, расположенных в водосборных лотках, принимаем  $d_o = 70 \text{ мм}$ .

Тогда ширину лотка определяем по формуле (50):

$$b_n = \frac{0,29}{0,32} = 0,91 \text{ м}.$$

По конструктивным соображениям ширина водосборного лотка должна составлять 0,2 – 0,6 м. Так как ширина лотка получается больше, принимаем  $b_n = 0,5 \text{ м}$ , и определяем высоту водосборного лотка:

$$h_n = \frac{f_n}{b_n} = \frac{0,29}{0,5} = 0,58 \text{ м}.$$

Лоток подходит к сборному карману с двух сторон, уклон дна лотка составляет  $i = 0,02$ .

Площадь всех затопленных отверстий в стенках сборного лотка составит согласно формуле (51):

$$\sum f_o = \frac{625}{1 \cdot 3600} = 0,174 \text{ м}^2,$$

где  $V_o$  – скорость движения воды через отверстия лотка,  $V_o = 1 \text{ м/с}$ .

Общее количество отверстий в лотке находим по формуле (52):

$$n_o = \frac{0,174}{0,00385} = 45,2 \approx 46 \text{ шт},$$

где  $f_o$  – площадь одного отверстия,

$$f_o = \frac{\pi \cdot d_o^2}{4} = \frac{3,14 \cdot 0,07^2}{4} = 0,00385 \text{ м}^2.$$

Отверстия располагаем по боковой поверхности лотка на глубине  $h_o = 120 \text{ мм}$  от верхней кромки лотка до оси отверстия.

Определяем внутренний периметр лотка по формуле (53):

$$p_{\text{л}} = 4[3,4 - 2(0,5 + 0,06)] = 9,12 \text{ м}.$$

Шаг оси отверстий составит (54):

$$l_o = \frac{9,12}{46} = 0,198 \text{ м} \approx 200 \text{ мм}.$$

Расстояние между отверстиями находим по формуле (55):

$$l_{\text{м} \setminus \text{до}} = 200 - 70 = 130 \text{ мм}.$$

Расстояние от верхнего уровня воды в смесителе до дна сборного лотка составит (56):

$$h'_{\text{л}} = 2,33\sqrt{0,174^2} = 0,717 \text{ м}.$$

12) Из сборного лотка вода поступает в боковой карман. Размеры кармана принимаем из условия размещения в

его нижней части отводящего трубопровода. Диаметр отводящего трубопровода подбираем исходя из расхода в нём равном  $q_{см} = 0,347 \text{ м}^3/\text{с} = 347 \text{ л/с}$  и скорости движения воды  $0,8 - 1,0 \text{ м/с}$ . Согласно вышеуказанным данным по /4/ принимаем  $d_{омс} = 700 \text{ мм}$ ,  $V_{омс} = 0,9 \text{ м/с}$ ,  $1000i = 1,42$ .

Тогда ширина сборного бокового кармана согласно формуле (57) составит:

$$b_{\kappa} = 0,7 + 0,1 = 0,8 \text{ м.}$$

Дно кармана располагают на  $0,1 \text{ м}$  ниже дна водосборных лотков. В кармане размещают переливной трубопровод, оканчивающейся в верхней части раструбом, диаметр которого равен диаметра отводящего трубопровода ( $d_{омс} = 700 \text{ мм}$ ). Превышение верха раструба над расчётным уровнем воды в смесителе должно составлять не менее  $0,1 \text{ м}$ .

13) Принимаем время пребывания воды в отводящем трубопроводе  $t = 1,5 \text{ мин} = 90 \text{ с}$ . Тогда длина отводящего трубопровода составит:

$$l_{омс} = V_{омс} \cdot t = 0,9 \cdot 90 = 81 \text{ м.}$$

При данной длине потери в отводящем трубопроводе:

$$h_{омс} = l_{омс} \cdot i = 81 \cdot 0,00142 = 0,115 \text{ м.}$$

Диафрагменный (шайбовый) смеситель позволяет мгновенно перемешивать воду с коагулянтom за счёт пониженного давления, создаваемого шайбой, что способствует интенсификации и улучшению процесса коагуляции, а также позволяет снизить расход коагулянта на  $25\%$ .

Шайбовые смесители применяются на станциях очистки любой производительности, особенно широко в схемах с контактными осветлителями, т.к. создаёт хорошие условия для контактной коагуляции.

Для обеспечения необходимой турбулизации потока и эффективного смешения реагента с водой потери напора в смесителе должны составлять  $0,3 - 0,4 \text{ м}$ . Исходя из этого

производится расчёт смесителя, в результате которого определяется необходимый размер шайбы (диафрагмы).

Потери напора в шайбовом смесителе определяют по формуле:

$$h = \left( \frac{\omega}{\omega_o \cdot \varepsilon} - 1 \right)^2 \cdot \frac{V^2}{2g}, \quad (58)$$

откуда

$$\varepsilon \cdot \omega_o / \omega = \frac{1}{\sqrt{\left( \frac{2g \cdot h}{V^2} \right) + 1}}, \quad (59)$$

где  $h$  – потери напора в смесителе,  $h = 0,3 - 0,4$  м;

$\omega$  – площадь живого сечения трубопровода,  $\text{м}^2$ ;

$\omega_o$  – площадь отверстия шайбы,  $\text{м}^2$ ;

$V$  – скорость в трубопроводе, м/с;

$\varepsilon$  – коэффициент сжатия струи, который зависит от отношения  $\omega_o / \omega$  и может быть определён из таблицы 1.

Таблица 1 – Значение коэффициента сжатия струи  $\varepsilon$  в зависимости от соотношения  $\omega_o / \omega$

$\omega_o / \omega$	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5
$\varepsilon$	0,613	0,618	0,623	0,631	0,642
$\omega_o / \omega$	0,6	0,7	0,8	0,9	
$\varepsilon$	0,656	0,677	0,713	0,785	

Так как в расчётной формуле (59) имеется два взаимосвязанных неизвестных  $\omega_o$  и  $\varepsilon$ , расчёт проводится методом последовательных приближений. По известному значению  $V$  и заданному  $h$  определяется выражение  $\varepsilon \cdot \omega_o / \omega$  и далее по таблице 1 находится соответствующее значение  $\omega_o / \omega$ .

Диаметр отверстия шайбы (диафрагмы) определяется по формуле:

$$d_o = d \sqrt{\omega_o / \omega}, \quad (60)$$

где  $d$  – внутренний диаметр трубопровода, м.



**Пример 9.** Рассчитать шайбовый смеситель, если расход воды на один смеситель составляет вертикальный вихревой смеситель для станции очистки с  $q = 1\,500\text{ м}^3/\text{ч}$ , диаметр трубопровода  $d = 800\text{ мм}$ .

В соответствии с данным расходом и диаметром, определяем скорость движения воды в трубопроводе,  $q = 1500\text{ м}^3/\text{ч} = 0,417\text{ м}^3/\text{с}$ .

$$V = \sqrt{\frac{4q}{\pi \cdot d^2}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,417}{3,14 \cdot 0,8^2}} = 0,91\text{ м/с}.$$

По формуле (59) определяем значение  $\varepsilon \cdot \omega_o / \omega$ , принимая потери напора в смесителе  $h = 0,4\text{ м}$ :

$$\varepsilon \cdot \omega_o / \omega = \frac{1}{\sqrt{\left(2 \cdot 9,81 \cdot 0,4 / 0,91^2\right) + 1}} = 0,309.$$

Принимая  $\omega_o / \omega = 0,5$ , по таблице 1 –  $\varepsilon = 0,642$ , получим:

$$\varepsilon \cdot \omega_o / \omega = 0,642 \cdot 0,5 = 0,321 > 0,309.$$

При  $\omega_o / \omega = 0,4$  и  $\varepsilon = 0,631$ :

$$\varepsilon \cdot \omega_o / \omega = 0,631 \cdot 0,4 = 0,252 < 0,309.$$

Следовательно, требуемое отношение  $\omega_o / \omega$  лежит в интервале от 0,4 до 0,5. Примем  $\varepsilon = 0,640$ , тогда согласно таблице 1:

$$\omega_o / \omega = 0,4 + 0,1 \frac{0,640 - 0,631}{0,642 - 0,631} = 0,482$$

и

$$\varepsilon \cdot \omega_o / \omega = 0,640 \cdot 0,482 = 0,3085 \approx 0,309.$$

Диаметр отверстия для шайбы определяем по формуле (60):

$$d_o = 0,8 \sqrt{0,482} = 0,555\text{ м} = 555\text{ мм}.$$

## 5 РАСЧЁТ ВОЗДУХООТДЕЛИТЕЛЯ

Для встроенных камер хлопьеобразования, осветлителей со слоем взвешенного осадка, контактных осветлителей и контактных префильтров проектируют воздухоотделители, в которых вода освобождается от пузырьков воздуха и газов, образующихся в процессе её обработки.

Площадь воздухоотделителей рассчитывают из скорости нисходящего потока воды не более 0,05 м/с, время пребывания принимается не менее 1 минуты.

В зависимости от компоновки станции воздухоотделитель проектируют либо общий для всех сооружений, либо отдельно для каждого сооружения. Если конструкция смесителя обеспечивает выделение воздуха и на участке от смесителя к перечисленным сооружениям не наблюдается захвата воздуха водой, то воздухоотделитель в схеме очистки не предусматривают.

Порядок расчёта воздухоотделителя следующий:

1) Воздухоотделитель, как правило, размещают совместно с вертикальным смесителем.

Определяют диаметр воздухоотделителя:

$$d_g = \sqrt{\frac{4q_{cm}}{\pi \cdot V_g}}, \quad (61)$$

где  $V_g$  – скорость нисходящего потока воды в воздухоотделителе,  $V_g \leq 0,05$  м/с.

Исходя из диаметра определяют площадь верхней цилиндрической части воздухоотделителя  $f_g$ .

Минимальный объём верхней части воздухоотделителя составляет:

$$W_g = q_{cm} \cdot t_g, \quad (62)$$

где  $t_g$  – продолжительность пребывания воды в верхней части воздухоотделителя,  $t_g = 55$  с.

Тогда высота верхней части воздухоотделителя:

$$h_g = \frac{W_g}{f_g}. \quad (63)$$

2) Определяют площадь нижней части воздухоотделителя:

$$f_n = \frac{q_{cm}}{V_n}, \quad (64)$$

где  $V_n$  – скорость опускания воды,  $V_n \leq 0,05$  м/с.

Диаметр нижней части составит:

$$d_n = \sqrt{\frac{4f_n}{\pi}}. \quad (65)$$

По /4/ подбирают диаметр опускной вертикальной трубы  $d_{on}$  исходя из расхода  $q_{cm}$  и скорости  $V \leq 0,7$  м/с.

Высота всей нижней конической части воздухоотделителя:

$$H_n = \frac{d_g - d_{on}}{2tg\alpha}, \quad (66)$$

где  $\alpha$  – угол наклона стенки к вертикали,  $\alpha = 40^\circ$ .

При этом высота нижней конической части воздухоотделителя, в пределах которой скорость опускания воды  $V_g \leq 0,05$  м/с, составит:

$$h_n = H_n - \frac{d_n - d_{on}}{2tg\alpha}. \quad (67)$$

Определяют объём нижней конической части:

$$W_n = \frac{1}{3} h_n (f_g + \sqrt{f_g \cdot f_n} + f_n). \quad (68)$$

3) Тогда общий объём воздухоотделителя:

$$W_{go} = W_g + W_n. \quad (69)$$

Общая высота воздухоотделителя составит:

$$h_{go} = h_g + h_n. \quad (70)$$

Конструктивно высоту воздухоотделителя принимают на 0,3 – 0,5 м выше уровня воды в нём.

4) Определяют время пребывания воды в воздухоотделителе:

$$t_{\text{во}} = \frac{W_{\text{во}}}{q_{\text{см}}}. \quad (71)$$

Время пребывания воды в воздухоотделителе должно быть не менее 1 минуты.

Общее время пребывания воды в смесителе и воздухоотделителе:

$$t_{\text{общ}} = t_{\text{см}} + t_{\text{во}}, \quad (72)$$

где  $t_{\text{см}}$  – время пребывания воды в смесителе,  $t_{\text{см}} = 1,5 - 2,0$  минуты; при реагентном умягчении  $t_{\text{см}} \leq 3$  минуты.

**Пример 10.** Рассчитать воздухоотделитель для станции очистки воды, если сблокирован с вертикальным вихревым смесителем, рассчитанным в примере 8.

1) Определяем диаметр воздухоотделителя по формуле (61):

$$d_{\text{в}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,347}{3,14 \cdot 0,04}} = 3,3 \approx 3,5 \text{ м},$$

где  $V_{\text{в}}$  – скорость нисходящего потока воды в воздухоотделителе, принимаем  $V_{\text{в}} = 0,04$  м/с.

Исходя из диаметра определяем площадь верхней цилиндрической части воздухоотделителя:

$$f_{\text{в}} = \frac{\pi \cdot d_{\text{в}}^2}{4} = \frac{3,14 \cdot 3,5^2}{4} = 9,62 \text{ м}^2.$$

Минимальный объём верхней части воздухоотделителя находим по формуле (62):

$$W_{\text{в}} = 0,347 \cdot 55 = 19,09 \text{ м}^3,$$

где  $t_{\text{н}}$  – продолжительность пребывания воды в верхней части смесителя,  $t_{\text{н}} = 55$  с.

Тогда высота верхней части воздухоотделителя (63):

$$h_6 = \frac{19,09}{9,62} = 1,98 \text{ м.}$$

2) Определяем площадь нижней части воздухоотделителя по формуле (64):

$$f_n = \frac{0,347}{0,05} = 6,94 \text{ м}^2,$$

где  $V_n$  – скорость опускания воды, принимаем  $V_n = 0,05$  м/с.

Диаметр нижней части согласно формуле (65) составит:

$$d_n = \sqrt{\frac{4 \cdot 6,94}{3,14}} = 2,97 \approx 3,0 \text{ м.}$$

Исходя из расхода  $q_{cm} = 0,347 \text{ м}^3/\text{с} = 347 \text{ л/с}$  по /4/ подбирают диаметр опускной вертикальной трубы  $d_{on} = 800$  мм,  $V_{on} = 0,685$  м/с, что соответствует допускаемой скорости  $V \leq 0,7$  м/с.

Определяем по формуле (66) высоту всей нижней конической части воздухоотделителя:

$$H_n = \frac{3,5 - 0,8}{2 \text{tg} 40} = 1,61 \text{ м,}$$

где  $\alpha$  – угол наклона стенки к вертикали,  $\alpha = 40^\circ$ .

При этом высота нижней конической части воздухоотделителя, в пределах которой скорость опускания воды  $V_6 \leq 0,05$  м/с, согласно формуле (67) составит:

$$h_n = 1,61 - \frac{3,0 - 0,8}{2 \text{tg} 40} = 0,3 \text{ м.}$$

Определяем объём нижней конической части по формуле (68):

$$W_n = \frac{1}{3} \cdot 0,3 \cdot (9,62 + \sqrt{9,62 \cdot 6,94} + 6,94) = 2,47 \text{ м}^3.$$

3) Тогда общий объём воздухоотделителя находим по формуле (69):

$$W_{\text{во}} = 19,09 + 2,47 = 21,56 \text{ м}^3.$$

Общая высота воздухоотделителя по формуле (70) составит:

$$h_{\text{во}} = 1,98 + 0,3 = 2,28 \text{ м.}$$

Конструктивную высоту воздухоотделителя принимаем:

$$h_{\text{во}}^{\text{к}} = h_{\text{во}} + (0,3 \div 0,5) = 2,28 + 0,42 = 2,7 \text{ м.}$$

4) Определяем время пребывания воды в воздухоотделителе по формуле (71):

$$t_{\text{во}} = \frac{21,56}{0,347} = 62,13 \text{ с} = 1,03 \text{ мин} \approx 1 \text{ мин.}$$

Т.е. время пребывания воды в воздухоотделителе составляет не менее 1 минуты.

Общее время пребывания воды в смесителе и воздухоотделителе находим по формуле (72):

$$t_{\text{общ}} = 2,0 + 1,0 = 3,0 \text{ мин,}$$

где  $t_{\text{см}}$  – время пребывания воды в смесителе, принимаем  $t_{\text{см}} = 2,0$  мин.

## 6 РАСЧЁТ КАМЕРЫ ХЛОПЬЕОБРАЗОВАНИЯ И ОТСТОЙНИКА

Камеры хлопьеобразования предназначены для плавного перемешивания потока и образования крупных, прочных и быстрооседающих хлопьев. Камеры хлопьеобразования применяют только в схемах с вертикальными и горизонтальными отстойниками.

Ёмкость камеры хлопьеобразования рассчитывается исходя из времени пребывания в ней 6 – 30 минут в зависимости от типа и конструкции камеры.

Интенсивность перемешивания воды в камерах не должна быть слишком большой, а отвод воды из камер в отстойники должен осуществляться так, чтобы не разрушились сформировавшиеся хлопья.

По принципу действия камеры хлопьеобразования делятся на гидравлические и механические (флокуляторы).

К гидравлическим камерам относятся: водоворотные, перегородчатые, вихревые, встроенные со слоем взвешенного осадка.

В вертикальных отстойниках следует устраивать водоворотные камеры, в горизонтальных – перегородчатые, вихревые, встроенные со слоем взвешенного осадка, лопастные. Все камеры кроме перегородчатых устраивают встроенными в отстойники. Перегородчатые камеры могут быть как выносными, так и встроенными.

В курсовом проекте рекомендуется принять встроенную камеру хлопьеобразования со взвешенным слоем осадка.

Порядок расчёта камеры хлопьеобразования со слоем взвешенного осадка следующий:

1) Определяют площадь одной камеры хлопьеобразования в плане:

$$f_{кх1} = \frac{q_{zo}}{V_{кх} \cdot N_{zo}}, \quad (73)$$

где  $q_{zo}$  – расход воды, поступающей в горизонтальные отстойники,  $\text{м}^3/\text{ч}$ ;

$V_{кx}$  – скорость восходящего потока воды в верхнем сечении камеры хлопьеобразования, принимается  $V_{кx} = 0,65 - 1,6 \text{ мм/с}$  при обработке вод средней мутности,  $V_{кx} = 0,8 - 2,2 \text{ мм/с}$  – для мутных вод;

$N_{zo}$  – количество секций в отстойнике.

Принимают ширину камеры хлопьеобразования  $b_{кx}$  (равной ширине секции отстойника) и рассчитывают длину камеры  $l_{кx}$ .

Расстояние между перегородками в камере хлопьеобразования составляет  $l_{пер} = 3 - 4 \text{ м}$ . Исходя из этого находят количество перегородок:

$$n_{пер} = \frac{l_{кx}}{l_{пер}}. \quad (74)$$

2) Определяют диаметр трубопровода, подающего воду в камеру хлопьеобразования:

$$d_{новод} = \sqrt{\frac{4q_{кx1}}{\pi \cdot V_{ex}}}, \quad (75)$$

где  $q_{кx1}$  – расход воды на одну камеру хлопьеобразования,  $\text{м}^3/\text{с}$ :

$$q_{кx1} = q_{zo} / N_{zo}. \quad (76)$$

$V_{ex}$  – скорость движения при входе в камеру,  $V_{ex} = 0,5 - 0,6 \text{ м/с}$ .

Принимают стандартный диаметр и уточняют скорость воды на входе в камеру.

Распределение воды в камере хлопьеобразования следует предусматривать перфорированными трубами с отверстиями, направленными вниз под углом  $45^\circ$ . В каждой камере размещают 2 – 4 перфорированные трубы на расстоянии не более 2 м, расстояние от стенки камеры до трубы – не более 1 м.



Определяют расход на каждую трубу:

$$q_{mp} = q_{кх1} / n_{mp}, \quad (77)$$

где  $n_{mp}$  – количество перфорированных труб в одной камере хлопьеобразования.

Определяют диаметр перфорированной трубы исходя из расхода  $q_{mp}$  и  $V_{ex} = 0,5 - 0,6$  м/с.

Принимают стандартный диаметр и уточняют скорость входа воды в перфорированную трубу.

Площадь отверстий в стенках перфорированной трубы должна составлять 30 – 40% площади её поперечного сечения. Диаметр отверстий принимают не менее 25 мм. Устанавливают необходимое количество отверстий и шаг между отверстиями.

3) Воду из камеры хлопьеобразования в горизонтальный отстойник отводят над затопленным водосливом.

Площадь поперечного слоя воды над водосливом составляет:

$$f_{вод} = q_{кх1} / V_{вод}, \quad (78)$$

где  $V_{вод}$  – скорость движения воды при выходе из камеры, для мутных вод  $V_{вод}$  не более 0,1 м/с; для цветных –  $V_{вод}$  не более 0,5 м/с.

Превышение уровня воды в отстойнике над верхом водослива определяют по формуле:

$$h_g = f_{вод} / b_{кх}. \quad (79)$$

Высота перегородок в камере хлопьеобразования находится по формуле:

$$h_{неp} = h_{zo} - h_g - (0,3 \div 0,5), \quad (80)$$

где  $h_{zo}$  – высота горизонтального отстойника, м.

4) За стенкой водослива устанавливается подвесная перегородка, погружённая на  $1/4$  высоты отстойника, отклоняющая поток воды к низу.

Площадь поперечного сечения данной перегородки составляет:

$$f_{nep}^{node} = q_{kx1} / V_{nep}, \quad (81)$$

где  $V_{nep}$  – скорость между стенкой водослива и перегородкой,  
 $V_{nep} \leq 0,03$  м/с.

Расстояние между водосливом и подвесной перегородкой:

$$l_{nep}^{node} = f_{nep} / b_{кx}. \quad (82)$$

5) Определяют потери напора в распределительных перфорированных трубах:

$$h_{кx} = \xi \cdot \frac{V_{ex}^2}{2g}, \quad (83)$$

где  $\xi$  – коэффициент гидравлического сопротивления,

$$\xi = \frac{2,2}{k_n^2} + 1, \quad (84)$$

где  $k_n$  – коэффициент перфорации, равный отношению суммарной площади отверстий к площади поперечного сечения прямолинейной трубы.

Определяют высоту камеры хлопьеобразования:

$$h_{кx}^e = h_{co} + h_n. \quad (85)$$

6) Время пребывания воды в камере хлопьеобразования находят по формуле:

$$t_{кx} = \frac{h_{кx}}{V_{кx}}. \quad (86)$$

Время пребывания в камере должно составлять не менее 20 минут.

7) Камера хлопьеобразования оборудуется трубопроводом для опорожнения диаметром не менее 150 мм.

Отстойники представляют собой резервуары или бассейны для выделения из жидкости взвешенных примесей осаждением их под действием силы тяжести при пониженной скорости потока. На станциях реагентной очистки воды в от-

стойниках выделяется отработанный сорбент – хлопья коагулянта с элементами загрязнений.

В зависимости от направления потока воды отстойники подразделяются на вертикальные, горизонтальные и радиальные.

Горизонтальные отстойники применяют на станциях любой производительности, как при реагентной, так и безреагентной обработки воды.

Горизонтальные отстойники экономически оправдываются при производительности более 30 000 м<sup>3</sup>/сут. Удаление осадка из горизонтальных отстойников, как правило, осуществляется с помощью перфорированных коробов или труб, укладываемых по дну отстойников.

Вертикальные отстойники служат для осаждения коагулированной взвеси на очистных станциях производительностью до 3 000 м<sup>3</sup>/сут.

Радиальные отстойники обычно применяют на крупных водоочистных станциях для предварительного осветления очень мутных вод (мутность более 2 г/л), а также для очистки воды в системах оборотного промышленного водоснабжения. Радиальные отстойники оборудуются скребковыми механизмами для непрерывного удаления выпавшей взвеси.

В курсовом проекте рекомендуется принять горизонтальный отстойник одноэтажный, без поворота воды, со встроенными камерами хлопьеобразования и рассредоточенным по площади сбором воды.

Порядок расчёта горизонтального отстойника следующий.

#### 1) Определение расхода воды, поступающего в горизонтальный отстойник.

Расход воды, поступающей на горизонтальные отстойники, определяют по формуле:

$$Q_{\text{го}} = (Q_{\text{полезн}} + 3,6 \cdot w \cdot n \cdot t_1 \cdot f_{\phi}) + Q_{\text{соб}}, \quad (87)$$

где  $w$  – интенсивность промывки скорого фильтра, л/(с·м<sup>2</sup>);

$n$  – количество промывок скорого фильтра в сутки;  
 $t_1$  – продолжительность промывки скорого фильтра, ч;  
 $f_\phi$  – общая фактическая площадь всех фильтров, м<sup>2</sup>;

$Q_{cob}$  – расход воды на собственные нужды горизонтального отстойника:

$$Q_{cob} = k_p \cdot Q_\phi \cdot \frac{(C_e - m)}{\delta}, \quad (88)$$

где  $k_p$  – коэффициент разбавления осадка,  $k_p = 1,2 - 1,5$ ;

$Q_\phi$  – расход воды, поступающей на скорые фильтры, м<sup>3</sup>/сут; равен результату вычисления суммы в скобках формулы (87);

$C_e$  – максимальная концентрация взвешенных веществ, поступающей в отстойник, г/м<sup>3</sup>; определяется по формуле (5);

$m$  – мутность воды, выходящей из отстойника,  $m = 8 - 15$  г/м<sup>3</sup>;

$\delta$  – средняя концентрация уплотнённого осадка в зависимости от мутности воды и времени уплотнения, г/м<sup>3</sup>; принимается по таблице 19 /1/.

## 2) Определение площади и размеров отстойника.

Расчёт отстойников производится с учётом годовых колебаний качества обрабатываемой воды, ориентируясь на два характерных периода:

– максимальной мутности при наибольшем расходе воды, соответствующем данному периоду (обычно летнем);

– минимальной мутности при минимальном зимнем расходе воды.

Определяют площадь горизонтальных отстойников в плане, для дальнейших расчётов выбирают наибольшее значение:

$$f_{zo} = \frac{\alpha_{об} \cdot q_{zo}}{3,6 \cdot u_o}, \quad (89)$$

где  $\alpha_{об}$  – коэффициент, учитывающий взвешивающее влияние вертикальной составляющей скорости потока, принимается в зависимости от отношения  $l_{zo}/h_{zo}$  по таблице 2.

Таблица 2 – Значение коэффициентов  $K$  и  $\alpha$

$l_{zo}/h_{zo}$	10	15	20	25
$K$	7,5	10,0	12,0	13,5
$\alpha_{об}$	1,33	1,50	1,67	1,82

$q_{zo}$  – расчётный расход воды, поступающей в отстойник, м<sup>3</sup>/ч; при расчёте для зимнего периода необходимо учитывать уменьшение расчётного расхода за счёт уменьшения водопотребления на хозяйственно – питьевые нужды и прекращения поливки. При отсутствии исходных данных об уменьшении расчётного расхода, поступающего в отстойник в зимний период, оно может быть принято условно равным 10% от максимального расчётного расхода;

$u_o$  – скорость выпадения взвеси, задерживаемой в отстойнике, мм/с; принимается по таблице 3.

При использовании встроенных камер хлопьеобразования со слоем взвешенного осадка расчётная скорость осаждения взвеси в отстойнике принимается на 20% больше при обработке мутных вод и на 15% – при обработке вод средней мутности, чем значение  $u_o$ , указанное в таблице 3.

Таблица 3 – Скорость выпадения взвеси  $u_o$  в отстойнике

Характеристика обрабатываемой воды и способ обработки	Скорость выпадения взвеси $u_o$ , задерживаемой в отстойнике, мм/с
Маломутные цветные воды с содержанием взвеси до 50 г/м <sup>3</sup> , обрабатываемые коагулянтом	0,35
	0,40
	0,45
Воды средней мутности с содержанием взвеси 50 – 250 г/м <sup>3</sup> , обрабатываемые коагулянтом	0,45
	0,50
Мутные воды с содержанием взвешенных веществ более 250 г/м <sup>3</sup> , обрабатываемые коагулянтом	0,50
	0,55
	0,60
Мутные воды, не обрабатываемые коагулянтом	0,12
	0,13
	0,14
	0,15
Примечание. При применении флокулянтов значение $u_o$ надо увеличивать на 20 – 30 %.	

Находят длину отстойника:

$$l_{zo} = \frac{h_{cp} \cdot V_{cp}}{u_o}, \quad (90)$$

где  $h_{cp}$  – средняя высота зоны осаждения,  $h_{cp} = 3,0 - 3,5$  м;

$V_{cp}$  – расчётная скорость горизонтального движения воды в начале отстойника, принимается для маломутных вод –  $V_{cp} = 6 - 8$  мм/с; для вод средней мутности –  $V_{cp} = 7 - 10$  мм/с; для мутных вод –  $V_{cp} = 9 - 12$  мм/с.

Ширина отстойника, соответственно составит:

$$b_{zo} = f_{zo} / l_{zo}. \quad (91)$$

Отстойник должен быть разделён продольными перегородками на несколько секций шириной 3 – 6 м, что соответствует шагу колонн. Исходя из общей ширины отстойника и ширины одной секции  $b_{zo1}$  определяют количество секций в отстойнике  $N_{zo}$ . Количество резервных секций в отстойнике принимают согласно п. 6.68 /1/.

### 3) Определение расхода осадка.

В отстойнике различают две зоны: зону осаждения и накопления взвеси и зону уплотнения осадка.

Объём зоны накопления и уплотнения осадка определяют по формуле также для двух периодов:

$$W_{oc} = \frac{24q_{zo}(C_s - m)T}{N_{zo} \cdot \delta}, \quad (92)$$

где  $T$  – продолжительность действия отстойника между чистками, ч; принимается по таблице 19 /1/. При гидравлическом удалении осадка  $T \geq 12$  ч.

Для дальнейших расчётов принимают наибольшее значение.

Определяют количество удаляемого осадка, т:

$$P_{oc} = \frac{q_{zo} \cdot T \cdot (C_s - m) \cdot 24}{10^6 N_{zo}}. \quad (93)$$

Расход воды, сбрасываемой из отстойника, м<sup>3</sup>/мин:

$$q_{oc} = k_p \cdot P_{oc} \cdot \frac{100}{p_m} \cdot \frac{1}{t_{oc}}, \quad (94)$$

где  $p_m$  – среднее содержание твёрдого вещества в осадке,  $p_m = 5\%$ ;

$t_{oc}$  – продолжительность удаления осадка,

$t_{oc} = 20 - 30$  мин.

При гидравлическом удалении осадка продольный угол наклона дна отстойника принимают 0,005.

### 4) Определение высоты отстойника.

Высота отстойника определяется как сумма высот зоны осаждения и уплотнения осадка с учётом величины превышения строительной высоты над расчётным уровнем воды  $0,3 \div 0,5$  м.

Определяют высоту зоны накопления:

$$h_{oc} = \frac{W_{oc}}{f_{zo} / N_{zo}}. \quad (95)$$

Тогда высота отстойника составит:

$$h_{zo} = h_{cp} + h_{oc} + (0,3 \div 0,5). \quad (96)$$

### 5) Расчёт трубопроводов для удаления осадка.

Для гидравлического удаления осадка предусматривают систему перфорированных труб.

При общем расходе осадка из каждого отстойника  $q_{oc}$ , диаметр трубы для удаления осадка составит:

$$d_{oc} = \sqrt{\frac{4q_{oc}}{\pi \cdot V_{oc}}}, \quad (97)$$

где  $V_{oc}$  – скорость движения осадка в трубах,  $V_{oc} \geq 1$  м/с.

В одной секции отстойника следует размещать несколько труб для удаления осадка ( $n_{mp}$ ), при этом расстояние между осями труб следует принимать не более 3 м – при призматическом днище и 2 м – при плоском.

Диаметр одной трубы для удаления осадка:

$$d_{oc1} = \sqrt{\frac{4q_{oc}}{\pi \cdot V_{oc} \cdot n_{mp}}}. \quad (98)$$

Для каждой из труб принимают стандартный диаметр и уточняют  $V_{oc}$ .

Отверстия в трубах для удаления осадка располагают в шахматном порядке вниз под углом  $45^\circ$  к оси трубы. Отношение суммарной площади отверстий к площади сечения трубы принимают  $0,5 \div 0,7$ . Принимают диаметр одного отверстия  $d_o \geq 25$  мм, определяют количество отверстий и расстояние



между ними. Расстояние между отверстиями должно составлять 300 – 500 мм.

б) Расчёт системы для сбора осветлённой воды.

Сбор осветлённой воды из отстойника следует предусматривать системой горизонтально расположенных дырчатых труб или желобов с затопленными отверстиями или треугольными водосливами.

Расстояние между осями труб или желобов должно быть не более 3 м. Принимают количество желобов  $n_{ж}$ . Верх желоба должен быть выше на 10 см уровня воды в отстойнике.

Длина желоба  $l_{ж}$  должна составлять  $\frac{2}{3}$  длины отстойника.

Поперечное сечение слоя воды в желобе определяют по формуле:

$$f_{ж} = \frac{q_{ж}}{V_{ж}}, \quad (99)$$

где  $q_{ж}$  – расход осветлённой воды по одному желобу, м<sup>3</sup>/с:

$$q_{ж} = \frac{q_{го}}{N_{го} \cdot n_{ж}}. \quad (100)$$

$V_{ж}$  – скорость движения воды в желобе,

$$V_{ж} = 0,6 - 0,8 \text{ м/с.}$$

Высота желоба составит:

$$h_{ж} = h_г + 0,1, \quad (101)$$

где  $h_г$  – высота расположения отверстий выше дна желоба,

$$h_г = 5 - 8 \text{ см.}$$

Ширина желоба при этом составит:

$$b_{ж} = \frac{f_{ж}}{h_{ж}}. \quad (102)$$

Диаметр отверстий в желобе должен быть не менее 25 мм, скорость движения воды в отверстиях – 1 м/с.

Определяют количество отверстий и расстояние между ними.

Излив воды из желобов происходит в сборный карман и должен быть свободным (незатопленным).

Расстояние от дна желоба до дна кармана определяют по формуле:

$$H_{\text{кар}} = 1,733 \sqrt{\frac{q_{\text{кар}}^2}{g \cdot B_{\text{кар}}^2}} + 0,2, \quad (103)$$

где  $q_{\text{кар}}$  – расход воды через карман, м<sup>3</sup>/с:

$$q_{\text{кар}} = \frac{q_{\text{зо}}}{N_{\text{зо}}}. \quad (104)$$

$B_{\text{кар}}$  – ширина кармана,  $B_{\text{кар}} \geq 0,7$  м.

#### 7) Определение диаметра отводящего трубопровода.

Расход осветлённой воды в отводящем трубопроводе должен быть согласно п. 6.8 /1/ на 20 – 30% больше, чем  $q_{\text{зо}}$ . Исходя из данного расхода и скорости движения воды в трубопроводе  $V_{\text{от}} = 0,6 – 0,8$  м/с, по /4/ подбирают диаметр отводящего трубопровода.

8) В перекрытии отстойников следует предусматривать люки для спуска в отстойники, отверстия для отбора проб на расстоянии не более 10 м друг от друга и вентиляционные трубы.

**Пример 11.** Рассчитать горизонтальный отстойник со встроенной камерой хлопьеобразования со взвешенным слоем осадка. Полезная производительность очистной станции  $Q_{\text{полезн}} = 60\,000$  м<sup>3</sup>/сут; интенсивность промывки скорого фильтра  $\omega = 15$  л/(с·м<sup>2</sup>); количество промывок скорого фильтра в сутки  $n = 2$ ; продолжительность промывки скорого фильтра  $t_1 = 0,1$  ч; фактическая площадь всех фильтров  $f_{\phi} = 368,64$  м<sup>2</sup>. Максимальная мутность очищаемой воды

$M_{\max} = 400 \text{ г/м}^3$ ; минимальная –  $M_{\min} = 20 \text{ г/м}^3$ ; цветность –  $C = 50$  град; доза коагулянта – сернокислого алюминия  $D_k = 45 \text{ г/м}^3$ ; доза щелочного реагента – известкового раствора –  $D_{щ} = 8,5 \text{ г/м}^3$ .

1) Определение расхода воды, поступающего в горизонтальный отстойник

Определяем расход воды, поступающей на горизонтальные отстойники по формуле (87):

$$Q_{co} = (60000 + 3,6 \cdot 15 \cdot 2 \cdot 0,1 \cdot 368,64) + 1114,14 = 65095,45 \text{ м}^3/\text{сут};$$

где  $Q_{cob}$  – расход воды на собственные нужды горизонтального отстойника, находим по формуле (88):

$$Q_{cob} = 1,3 \cdot 63981,31 \cdot \frac{438,64 - 10}{32000} = 1114,14 \text{ м}^3/\text{сут},$$

где  $k_p$  – коэффициент разбавления осадка, принимаем  $k_p = 1,3$ ;

$Q_\phi$  – расход воды, поступающей на скорые фильтры,  $\text{м}^3/\text{сут}$ ; равен результату вычисления суммы в скобках формулы (87):

$$Q_\phi = 60000 + 3,6 \cdot 15 \cdot 2 \cdot 0,1 \cdot 368,64 = 63981,31 \text{ м}^3/\text{сут}.$$

$C_e$  – максимальная концентрация взвешенных веществ, поступающей в отстойник,  $\text{г/м}^3$ ; определяется по формуле (5);

$$C_e^{\max} = 400 + 0,5 \cdot 45 + 0,25 \cdot 50 + 3,64 = 438,64 \text{ г/м}^3,$$

где  $M$  – максимальная мутность очищаемой воды,  $M_{\max} = 400 \text{ г/м}^3$ ;

$B_u$  – количество нерастворимых веществ, вносимых с ивезтью,  $\text{г/м}^3$ . Определяем по формуле (6):

$$B_u = \frac{8,5}{0,7} - 8,5 = 3,64 \text{ г/м}^3;$$

$m$  – мутность воды, выходящей из отстойника, принимаем  $m = 10 \text{ г/м}^3$ ;

$\delta$  – средняя концентрация уплотнённого осадка в зависимости от мутности воды и времени уплотнения, принимаем по таблице 19 /1/ при  $T = 12$  ч. –  $\delta = 32000$  г/м<sup>3</sup>.

2) Определение площади и размеров отстойника.

Расчёт отстойников производится для двух периодов:

– максимальной мутности при наибольшем расходе воды, соответствующем данному периоду;

– минимальной мутности при минимальном зимнем расходе воды.

Площадь горизонтальных отстойников в плане определяем по формуле (89).

Для максимальной мутности  $M_{\max} = 400$  г/м<sup>3</sup>:

$$f_{zo} = \frac{1,5 \cdot 2712,31}{3,6 \cdot 0,66} = 1712,32 \text{ м}^2,$$

где  $\alpha_{об}$  – коэффициент, учитывающий взвешивающее влияние вертикальной составляющей скорости потока, принимаем в зависимости от отношения  $l_{zo} / h_{zo} = 15$  по таблице 2 –  $\alpha_{об} = 1,5$ ;

$q_{zo}$  – расчётный расход воды, поступающей в отстойник,  $q_{zo} = Q_{zo} / 24 = 65095,45 / 24 = 2712,31$  м<sup>3</sup>/ч;

$u_o$  – скорость выпадения взвеси, задерживаемой в отстойнике, принимаем по таблице 3 мутных вод с содержанием взвешенных веществ более 250 г/м<sup>3</sup>, обрабатываемых коагулянтном –  $u_o = 0,55$  мм/с. Так как применяется встроенная камера хлопьеобразования со слоем взвешенного осадка, то расчётную скорость осаждения согласно п. 6.56 /1/ необходимо увеличить на 20% при обработке мутных вод. Таким образом,  $u_o = 1,2 \cdot 0,55 = 0,66$  мм/с.

Для минимальной мутности  $M_{\min} = 20$  г/м<sup>3</sup>:

$$f_{zo} = \frac{1,5 \cdot 2441,08}{3,6 \cdot 0,35} = 2906,05 \text{ м}^2,$$

где  $q_{20}$  – расчётный расход воды, поступающей в отстойник, при минимальной мутности принимается на 10% меньше расчётного, т.е.

$$q_{20} = 2712,31 - 2712,31 \cdot 0,1 = 2441,08 \text{ м}^3/\text{ч};$$

$u_o$  – скорость выпадения взвеси, задерживаемой в отстойнике, принимаем по таблице 3 мутных вод с содержанием взвешенных веществ до  $50 \text{ г}/\text{м}^3$ , обрабатываемых коагулянтom –  $u_o = 0,35 \text{ мм}/\text{с}$ .

Для дальнейших расчётов принимаем наибольшую площадь, т.е.  $f_{20} = 2906,05 \text{ м}^2$ .

Находим длину отстойника по формуле (90):

$$l_{20} = \frac{3,0 \cdot 10}{0,66} = 45,5 \text{ м},$$

где  $h_{cp}$  – средняя высота зоны осаждения, принимаем  $h_{cp} = 3,0 \text{ м}$ ;

$V_{cp}$  – расчётная скорость горизонтального движения воды в начале отстойника, принимается для мутных вод принимаем  $V_{cp} = 10 \text{ мм}/\text{с}$ .

При данной длине соотношение  $l_{20} / h_{20}$  составит:  $l_{20} / h_{20} = 45,5 / 3,0 = 15,2 \approx 15$ , что отвечает ранее принятым данным.

Ширину отстойника определяем по формуле (91):

$$b_{20} = 2906,05 / 45,5 = 63,9 \text{ м}.$$

Принимаем ширину секции отстойника 6 м, тогда количество секций в отстойнике составит:

$$N_{20} = b_{20} / 6 = 63,9 / 6 = 10,6 \approx 11 \text{ шт}.$$

Тогда фактическая ширина одной секции отстойника составит:

$$b_{201} = \frac{f_{20}}{N_{20} \cdot l_{20}} = \frac{2906,05}{11 \cdot 45,5} = 5,8 \text{ м}.$$

### 3) Определение расхода осадка.

В отстойнике различают две зоны: зону осаждения и накопления взвеси и зону уплотнения осадка.

Объём зоны накопления и уплотнения осадка определяем по формуле (92).

Для максимальной мутности  $M_{\max} = 400 \text{ г/м}^3$ :

$$W_{oc} = \frac{24 \cdot 2712,31 \cdot (438,64 - 10) \cdot 12}{20 \cdot 32000} = 523,17 \text{ м}^3,$$

где  $T$  – продолжительность действия отстойника между частками, при гидравлическом удалении осадка по таблице 19 /1/  
 $T = 12 \text{ ч}$ .

Для минимальной мутности  $M_{\min} = 20 \text{ г/м}^3$ :

$$W_{oc} = \frac{24 \cdot 2441,08 \cdot (58,64 - 10) \cdot 12}{20 \cdot 32000} = 53,43 \text{ м}^3.$$

где  $C_6$  – концентрация взвешенных веществ, поступающей в отстойник, для  $M_{\min} = 20 \text{ г/м}^3$ :

$$C_6^{\min} = 20 + 0,5 \cdot 45 + 0,25 \cdot 50 + 3,64 = 58,64 \text{ г/м}^3.$$

Для дальнейших расчётов принимаем наибольший объём зоны накопления осадка, т.е.  $W_{oc} = 523,17 \text{ м}^3$ .

Определяем количество удаляемого осадка, по формуле (93):

$$P_{oc} = \frac{2712,31 \cdot 12 \cdot (438,64 - 10) \cdot 24}{10^6 \cdot 20} = 16,73 \text{ т}.$$

Расход воды, сбрасываемой из одного отстойника, находим по формуле (94):

$$q_{oc} = 1,3 \cdot 16,73 \cdot \frac{100}{5} \cdot \frac{1}{25} = 17,40 \text{ м}^3/\text{мин},$$

где  $p_m$  – среднее содержание твёрдого вещества в осадке,  
 $p_m = 5\%$ ;

$t_{oc}$  – продолжительность удаления осадка, принимаем

$$t_{oc} = 25 \text{ мин}.$$

При гидравлическом удалении осадка продольный угол наклона дна отстойника принимают 0,005.

#### 4) Определение высоты отстойника.

Высота отстойника определяется как сумма высот зоны осадения и уплотнения осадка с учётом величины превышения строительной высоты над расчётным уровнем воды  $0,3 \div 0,5$  м.

Определяем высоту зоны накопления по формуле (95):

$$h_{oc} = \frac{523,17}{2906,05 / 11} = 2,0 \text{ м.}$$

Тогда высота отстойника, согласно формуле (96) составит:

$$h_{zo} = 3,0 + 2,0 + 0,4 = 5,4 \text{ м.}$$

#### Расчёт встроенной камеры хлопьеобразования со взвешенным слоем осадка.

5) Определяем площадь одной камеры хлопьеобразования в плане по формуле (73):

$$f_{кх1} = \frac{0,753}{0,0018 \cdot 11} = 38,03 \text{ м}^2,$$

где  $q_{zo}$  – расчётный расход воды, поступающей в отстойник,  $q_{zo} = 2712,31 \text{ м}^3/\text{ч} = 0,753 \text{ м}^3/\text{с}$ ;

$V_{кх}$  – скорость восходящего потока воды в верхнем сечении камеры хлопьеобразования, принимаем для мутных вод  $V_{кх} = 1,8 \text{ мм/с} = 0,0018 \text{ м/с}$ .

Так как ширина одной секции в отстойнике составляет 6 м, то ширину камеры хлопьеобразования  $b_{кх} = 5,8$  м. Тогда длина камеры хлопьеобразования составит:

$$l_{кх} = f_{кх} / b_{кх} = 38,03 / 5,8 = 6,56 \text{ м.}$$

Расстояние между перегородками в камере хлопьеобразования принимаем  $l_{пер} = 3,5$  м. Исходя из этого находят количество перегородок по формуле (74):

$$n_{пер} = \frac{6,56}{3,5} = 1,9 \approx 2 \text{ шт.}$$

6) Определяем диаметр трубопровода, подающего воду в камеру хлопьеобразования по формуле (75):

$$d_{\text{новод}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,068}{3,14 \cdot 0,5}} = 0,416 \text{ м},$$

где  $q_{\text{ккл}}$  – расход воды на одну камеру хлопьеобразования, находим по формуле (76):

$$q_{\text{ккл}} = 2712,31 / 11 = 246,57 \text{ м}^3/\text{ч} = 0,068 \text{ м}^3/\text{с}.$$

$V_{\text{ex}}$  – скорость движения при входе в камеру, принимаем  $V_{\text{ex}} = 0,5 \text{ м/с}$ .

Принимаем стандартный диаметр  $d_{\text{нодв}} = 400 \text{ мм}$  и уточняют фактическую скорость воды на входе в камеру:

$$V_{\text{ex}}^{\phi} = \frac{4q_{\text{ккл}}}{\pi \cdot d_{\text{нодв}}^2} = \frac{4 \cdot 0,068}{3,14 \cdot 0,4^2} = 0,54 \text{ м/с},$$

что соответствует рекомендуемому пределу  $V_{\text{ex}} = 0,5 - 0,6 \text{ м/с}$ .

Распределение воды в камере хлопьеобразования следует предусматривать перфорированными трубами с отверстиями, направленными вниз под углом  $45^\circ$ . В каждой камере размещают 2 – 4 перфорированные трубы на расстоянии не более 2 м, расстояние от стенки камеры до трубы – не более 1 м.

Принимаем, что камера хлопьеобразования состоит из двух коридоров, тогда расход воды на одну входную трубу составит (77):

$$q_{\text{мп}} = 0,068 / 2 = 0,034 \text{ м}^3/\text{с},$$

где  $n_{\text{мп}}$  – количество перфорированных труб в одной камере хлопьеобразования,  $n_{\text{мп}} = 2$ .

Определяем диаметр перфорированной входной трубы, принимая  $V_{\text{ex}} = 0,5 \text{ м/с}$ :

$$d_{\text{новод1}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,034}{3,14 \cdot 0,5}} = 0,294 \text{ м}.$$

Принимаем стандартный диаметр  $d_{\text{нодв1}} = 300 \text{ мм}$  и уточняют фактическую скорость воды на входе в камеру:



$$V_{\text{ex}}^{\phi} = \frac{4q_{\text{кx1}}}{\pi \cdot d_{\text{нодел}}^2} = \frac{4 \cdot 0,034}{3,14 \cdot 0,3^2} = 0,48 \approx 0,5 \text{ м/с},$$

что соответствует рекомендуемому пределу  $V_{\text{ex}} = 0,5 - 0,6 \text{ м/с}$ .

Площадь отверстий в стенках перфорированной трубы должна составлять 30 – 40% площади её поперечного сечения, таким образом, суммарная площадь отверстий в перфорированной входной трубе составит:

$$\sum f_o = \frac{\pi \cdot d_{\text{нодел}}^2}{4} \cdot (0,3 \div 0,4) = \frac{3,14 \cdot 0,3^2}{4} \cdot 0,35 = 0,025 \text{ м}^2.$$

Принимаем диаметр одного отверстий  $d_o = 25 \text{ мм}$ , тогда площадь одного отверстия составит:

$$f_o = \frac{\pi \cdot d_o^2}{4} = \frac{3,14 \cdot 0,025^2}{4} = 4,91 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2.$$

Общее количество отверстий в перфорированной входной трубе составит:

$$n_o = \frac{\sum f_o}{f_o} = \frac{0,025}{4,91 \cdot 10^{-4}} = 50,9 \approx 51 \text{ шт.}$$

Расстояние между отверстиями:

$$l_o = \frac{l_{\text{кx}}}{n_o} = \frac{6,56}{51} = 0,128 \text{ м} \approx 130 \text{ мм.}$$

7) Воду из камеры хлопьеобразования в горизонтальный отстойник отводят над затопленным водосливом.

Площадь поперечного слоя воды над водосливом согласно формуле (78) составит:

$$f_{\text{вод}} = 0,068 / 0,1 = 0,68 \text{ м}^2,$$

где  $V_{\text{вод}}$  – скорость движения воды при выходе из камеры, для мутных вод принимаем  $V_{\text{вод}} = 0,1 \text{ м/с}$ .

Превышение уровня воды в отстойнике над верхом водослива определяем по формуле (79):

$$h_g = 0,68 / 5,8 = 0,12 \text{ м.}$$

Высоту перегородок в камере хлопьеобразования находим по формуле (80):

$$h_{nep} = 5,4 - 0,12 - 0,38 = 4,9 \text{ м.}$$

8) За стенкой водослива устанавливается подвесная перегородка, погружённая на  $\frac{1}{4}$  высоты отстойника, отклоняющая поток воды к низу. Тогда высота перегородки составит:

$$h_{nep}^{подв} = \frac{1}{4} h_{zo} = \frac{1}{4} \cdot 5,4 = 1,35 \text{ м.}$$

Площадь поперечного сечения данной перегородки согласно формуле (81) составит:

$$f_{nep}^{подв} = 0,068 / 0,03 = 2,27 \text{ м}^2,$$

где  $V_{nep}$  – скорость между стенкой водослива и перегородкой, принимаем  $V_{nep} = 0,03 \text{ м/с}$ .

Расстояние между водосливом и подвесной перегородкой находим по формуле (82):

$$l_{nep}^{подв} = 2,27 / 5,8 = 0,39 \text{ м.}$$

9) Определяем потери напора в распределительных перфорированных трубах по формуле (83):

$$h_{кх} = 18,96 \frac{0,48^2}{2 \cdot 9,81} = 0,223 \text{ м,}$$

где  $\xi$  – коэффициент гидравлического сопротивления (84):

$$\xi = \frac{2,2}{0,35^2} + 1 = 18,96,$$

где  $k_n$  – коэффициент перфорации, равный отношению суммарной площади отверстий к площади поперечного сечения прямолинейной трубы, т.е. для перфорированной входной трубы:

$$k_n = \frac{n_o \cdot f_o}{\pi \cdot d_{нодс1}^2 / 4} = \frac{51 \cdot 4,91 \cdot 10^{-4}}{3,14 \cdot 0,3^2 / 4} = 0,35.$$

Определяем высоту камеры хлопьеобразования по формуле (85):

$$h_{кх}^e = 5,4 + 0,223 = 5,623 \text{ м} \approx 5,6 \text{ м.}$$

10) Время пребывания воды в камере хлопьеобразования находим по формуле (86):

$$t_{кх} = \frac{5,6}{0,0018} = 3111,11 \text{ с} = 51,8 \text{ мин,}$$

что соответствует требуемому ( $t_{кх} \geq 20$  мин).

11) Камера хлопьеобразования оборудуется трубопроводом для опорожнения диаметром не менее 150 мм.

Расчёт диаметров трубопроводов в горизонтальном отстойнике.

12) Расчёт трубопроводов для удаления осадка .

Для гидравлического удаления осадка предусматривают систему перфорированных труб.

При общем расходе осадка из каждого отстойника  $q_{oc} = 17,4 \text{ м}^3/\text{мин} = 0,29 \text{ м}^3/\text{с}$ , диаметр трубы для удаления осадка согласно формуле (97) составит:

$$d_{oc} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,29}{3,14 \cdot 1}} = 0,607 \text{ м,}$$

где  $V_{oc}$  – скорость движения осадка в трубах, принимаем  $V_{oc} = 1 \text{ м/с}$ .

Принимаем стандартный диаметр  $d_{oc} = 600 \text{ мм}$  и уточняем  $V_{oc}$ :

$$V_{oc}^{\phi} = \frac{4q_{oc}}{\pi \cdot d_{oc}^2} = \frac{4 \cdot 0,29}{3,14 \cdot 0,6^2} = 1,03 \text{ м/с,}$$

что соответствует рекомендуемой скорости  $V_{oc} \geq 1 \text{ м/с}$ .

Принимаем, что в каждой секции отстойника (ширина секции  $b_{zoi} = 5,8 \text{ м}$ ) расположено две трубы для удаления осадка ( $n_{mp} = 2$ ). Тогда диаметр трубы в каждом коридоре находим по формуле (98):

$$d_{oc1} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,29}{3,14 \cdot 1 \cdot 2}} = 0,430 \text{ м.}$$

Принимаем стандартный диаметр  $d_{oc1} = 400$  мм и уточняем  $V_{oc}$ :

$$V_{oc}^{\phi} = \frac{4q_{oc}}{\pi \cdot d_{oc1}^2 \cdot n_{mp}} = \frac{4 \cdot 0,29}{3,14 \cdot 0,6^2 \cdot 2} = 1,15 \text{ м/с,}$$

что соответствует рекомендуемой скорости  $V_{oc} \geq 1$  м/с.

Отверстия в трубах для удаления осадка располагают в шахматном порядке вниз под углом  $45^\circ$  к оси трубы. Отношение суммарной площади отверстий к площади сечения трубы принимают  $0,5 \div 0,7$ , тогда суммарная площадь отверстий в трубе для удаления осадка составит:

$$\sum f_o = \frac{\pi \cdot d_{oc1}^2}{4} \cdot (0,5 \div 0,7) = \frac{3,14 \cdot 0,4^2}{4} \cdot 0,6 = 0,075 \text{ м}^2.$$

Принимаем диаметр одного отверстий  $d_o = 25$  мм, тогда площадь одного отверстия составит:

$$f_o = \frac{\pi \cdot d_o^2}{4} = \frac{3,14 \cdot 0,025^2}{4} = 4,91 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2.$$

Общее количество отверстий в трубе для удаления осадка составит:

$$n_o = \frac{\sum f_o}{f_o} = \frac{0,075}{4,91 \cdot 10^{-4}} = 152,7 \approx 153 \text{ шт.}$$

Расстояние между отверстиями:

$$l_o = \frac{l_{zo}}{n_o} = \frac{45,5}{153} = 0,297 \text{ м} \approx 300 \text{ мм,}$$

что соответствует рекомендуемому расстоянию между отверстиями 300 – 500 мм.

### 13) Расчёт системы для сбора осветлённой воды.

Сбор осветлённой воды из отстойника предусматриваем с помощью системы горизонтально расположенных желобов с затопленными отверстиями.

Расстояние между осями труб или желобов должно быть не более 3 м. Так как ширина секции отстойника составляет  $b_{\text{зо1}} = 5,8$  м принимают количество желобов два ( $n_{\text{жс}} = 2$ ). Верх желоба должен быть выше на 10 см уровня воды в отстойнике.

Длина желоба  $l_{\text{жс}}$  должна составлять  $\frac{2}{3}$  длины отстойника, т.е.:

$$l_{\text{жс}} = \frac{2}{3} l_{\text{зо}} = \frac{2}{3} \cdot 45,5 = 30,33 \text{ м.}$$

Поперечное сечение слоя воды в желобе определяем по формуле (99):

$$f_{\text{жс}} = \frac{0,034}{0,7} = 0,049 \text{ м}^2,$$

где  $q_{\text{жс}}$  – расход осветлённой воды по одному желобу, находим по формуле (100):

$$q_{\text{жс}} = \frac{0,753}{11 \cdot 2} = 0,034 \text{ м}^3/\text{с.}$$

$V_{\text{жс}}$  – скорость движения воды в желобе, принимаем  $V_{\text{жс}} = 0,7$  м/с.

Высота желоба согласно формуле (101) составит:

$$h_{\text{жс}} = 0,08 + 0,1 = 0,18 \text{ м,}$$

где  $h_g$  – высота расположения отверстий выше дна желоба, принимаем  $h_g = 8$  см.

Ширина желоба при этом составит (102):

$$b_{\text{жс}} = \frac{0,049}{0,18} = 0,272 \text{ м.}$$

Принимаем диаметр одного отверстия в желобе  $d_o = 30$  мм. Тогда расход воды через одно отверстие, при скорости движения воды в отверстиях  $V_o = 1$  м/с:

$$q_o = \frac{\pi \cdot d_o^2}{4} \cdot V_o = \frac{3,14 \cdot 0,03^2}{4} \cdot 1 = 7,07 \cdot 10^{-4} \text{ м}^3/\text{с.}$$

Тогда количество отверстий в желобе составит:

$$n_o = \frac{q_{жс}}{q_o} = \frac{0,034}{7,07 \cdot 10^{-4}} = 48,1 \approx 49 \text{ шт.}$$

При этом расстояние между отверстиями:

$$l_o = \frac{l_{жс}}{n_o} = \frac{30,33}{49} = 0,619 \text{ м} = 620 \text{ мм.}$$

Излив воды из желобов происходит в сборный карман и должен быть свободным (незатопленным).

Расстояние от дна желоба до дна кармана определяем по формуле (103)

$$H_{кар} = 1,733 \sqrt{\frac{0,068^2}{9,81 \cdot 0,7^2}} + 0,2 = 0,37 \text{ м,}$$

где  $q_{кар}$  – расход воды через карман, определяем по формуле (104):

$$q_{кар} = \frac{0,753}{11} = 0,068 \text{ м}^3/\text{с.}$$

$B_{кар}$  – ширина кармана, принимаем  $B_{кар} = 0,7 \text{ м.}$

#### 14) Определение диаметра отводящего трубопровода.

Расход осветлённой воды в отводящем трубопроводе должен быть согласно п. 6.8 /1/ на 20 – 30% больше, чем  $q_{zo}$ . Таким образом, расход осветлённой воды, отводимой из каждой секции отстойника:

$$\begin{aligned} q_{ом} &= (1,2 \div 1,3) \cdot q_{zo} / N_{zo} = 1,25 \cdot 0,753 / 11 = \\ &= 0,0856 \text{ м}^3/\text{с} \approx 86 \text{ л/с.} \end{aligned}$$

Исходя из данного расхода и скорости движения воды в трубопроводе  $V_{ом} = 0,6 - 0,8 \text{ м/с}$ , по /4/ подбираем диаметр отводящего трубопровода –  $d_{ом} = 400 \text{ мм}$ ,  $V_{ом} = 0,645 \text{ м/с}$ .

15) В перекрытии отстойников следует предусматривать люки для спуска в отстойники, отверстия для отбора проб на расстоянии не более 10 м друг от друга и вентиляционные трубы.

## 7 РАСЧЁТ ОСВЕТИТЕЛЯ СО ВЗВЕШЕННЫМ СЛОЕМ ОСАДКА

Осветлители со взвешенным слоем осадка являются сооружением первой ступени очистки воды. В них происходит удаление из воды взвешенных примесей и коллоидных загрязнений путем пропускания осветляемой воды снизу вверх через слой хлопьевидного осадка, выпавшего ранее под действием коагулянта. Работа осветлителей основана на явлении контактной коагуляции.

Осветлители обеспечивают более высокий эффект осветления воды, чем отстойники, имеют меньший объём и требуют меньшего расхода коагулянта, но являются более сложными по конструкции, поэтому несколько сложны в строительстве и эксплуатации.

Осветлители рекомендуются применять при производительности более  $5\ 000\ \text{м}^3/\text{сут}$  для осветления природных вод с содержанием взвешенных веществ до  $2\ 500\ \text{г}/\text{м}^3$  и любой цветностью.

Осветлители проектируют прямоугольной или круглой формой в плане.

При поступлении в осветлители воды с добавлением в неё реагентов, предусматривают воздухоотделители для удаления пузырьков воздуха и газов, образующихся при химических реакциях.

Конструкции осветлителей различны. Их классифицируют по способу удаления осадка (с естественным отбором и принудительным отсосом), по рабочему давлению (напорные и открытые), по расположению осадкоуплотнителя (с вертикальным, поддонным и выносным). В нашей стране наибольшее распространение получили коридорные осветлители с вертикальным осадкоуплотнителем. Они используются на станциях большой производительности, пригодны для обработки воды с большой мутностью и, благодаря их прямоугольной форме в плане, достигается простота компоновки станции фильтрования.

Порядок расчёта коридорного осветлителя с вертикальным осадкоуплотнителем следующий:

1) Определение расхода воды, поступающего в осветлитель.

Расход воды, поступающей в осветлители ( $Q_{ово}$ ), определяют по формуле (87).

Количество воды, теряемой при сбросе осадка из осадкоуплотнителя, так называемой продувке осветлителя, определяют по формуле:

$$q_{ос} = \frac{k_p \cdot (C_s - m)}{\delta} \cdot 100\%. \quad (105)$$

Потеря воды при продувке составит:

$$P_{ос} = Q_{ово} \cdot \frac{q_{ос}}{100}. \quad (106)$$

2) Определение площади осветлителя.

Площадь осветлителей определяется как сумма площади зоны осветления и зоны отделения осадка. Расчёт площади проводят для двух периодов:

- максимальной мутности при наибольшем расходе воды, соответствующем данному периоду (обычно летнем);
- минимальной мутности при минимальном зимнем расходе воды.

$$f_{ово} = f_{осв} + f_{отд} = \frac{k_{рв} \cdot q_{ово}}{3,6 \cdot V_{осв}} + \frac{(1 - k_{рв}) \cdot q_{ово}}{3,6 \cdot \alpha \cdot V_{осв}}, \quad (107)$$

где  $f_{осв}$  – площадь зоны осветления, м<sup>2</sup>;

$f_{отд}$  – площадь зоны отделения осадка, м<sup>2</sup>;

$k_{рв}$  – коэффициент распределения воды между зоной осветления и осадкоуплотнителем, определяется по таблице 20 /1/;

$q_{ово}$  – расчётный расход воды, поступающей в осветлители, м<sup>3</sup>/ч; для зимнего периода при отсутствии данных принимают



расход меньше на 10% расчётного максимального расхода воды, поступающей в осветлители;

$V_{осв}$  – скорость восходящего потока воды в зоне осветления, мм/с; принимается по таблице 20 /1/;

$\alpha$  – коэффициент снижения скорости восходящего потока воды в зоне отделения осадка вертикального осадкоуплотнителя по сравнению со скоростью воды в зоне осветления,  $\alpha = 0,9$ .

Для дальнейших расчётов принимают наибольшее значение из площадей. Исходя из площади определяют количество осветлителей ( $N_{ово}$ ), принимая, что площадь одного осветлителя не должна превышать 100 – 150 м<sup>2</sup>.

### 3) Определение размеров осветлителя.

Площадь каждого из двух коридоров осветлителя составит:

$$f_{кор} = \frac{f_{осв}}{2 \cdot N_{ово}}. \quad (108)$$

При этом площадь осадкоуплотнителя:

$$f_{oy} = \frac{f_{mд}}{N_{ово}}. \quad (109)$$

Ширина одного коридора зоны осветления принимается  $b_{кор} = 2,5 - 3,5$  м, определяют длину одного коридора, которая должна находиться в пределах  $l_{кор} = 6 - 12$  м.

Ширина осадкоуплотнителя выше окон приёма осадка:

$$b_{oy} = \frac{f_{oy}}{l_{кор}}. \quad (110)$$

Рассчитывают общую ширину осветлителя:

$$b_{ово} = 2 \cdot b_{кор} + b_{oy}. \quad (111)$$

Площадь одного осветлителя составит:

$$f_{ово1} = b_{ово} \cdot l_{кор}. \quad (112)$$

### 4) Распределение воды в осветлителе.

Определяют диаметр трубопровода, подводящего воду к каждому осветлителю по /4/ исходя из расхода  $q_{овол} = q_{ово} / N_{ово}$  и скорости  $V \geq 1$  м/с.

Распределение воды в осветлителе происходит с помощью водораспределительного коллектора, размещаемого в нижней части коридоров осветлителя. Диаметр коллектора принимают по /4/ исходя из расхода на каждый коридор осветлителя  $q_{кол} = q_{овол} / 2$  и скорости входа воды в коллектор  $V_{к} = 0,5 - 0,6$  м/с. Так как скорость выхода воды по длине коллектора должна уменьшаться, принимают коллектор телескопической формы, из 2 – 3 участка равной длины и подбирают диаметры каждого участка по /4/.

Определяют суммарную площадь отверстий, расположенных в распределительном коллекторе:

$$\sum f_o = \frac{q_{кол}}{V_o}, \quad (113)$$

где  $V_o$  – скорость выхода воды из отверстий,  $V_o = 1,5 - 2,0$  м/с.

Отверстия располагают вниз под углом  $45^\circ$  к вертикали по обе стороны коллектора в шахматном порядке. Диаметр отверстий принимают не менее  $d_o \geq 25$  мм. Определяют количество отверстий и расстояние между ними. Расстояние между отверстиями должно быть не более 0,5 м.

Отношение суммы площадей всех отверстий в распределительном коллекторе к площади его поперечного сечения должно составлять 0,3 – 0,4.

Проверяют фактическую скорость выхода воды из отверстий:

$$V_o^\phi = \frac{q_{кол}}{f_o \cdot n_o}, \quad (114)$$

где  $V_o^\phi$  – фактическая скорость выхода воды из отверстий, должна быть  $V_o^\phi = 1,5 - 2,0$  м/с.

5) Водосборные желоба для отвода воды из зоны осветления.

Сбор осветлённой воды в зоне освещения следует предусматривать с помощью желобов прямоугольного сечения с треугольными водосливами.

Определяют расход воды на каждый желоб:

$$q_{жс} = \frac{k_{рс} \cdot q_{овол}}{2 \cdot 2}. \quad (115)$$

Ширину желоба прямоугольного сечения находят по формуле:

$$b_{жс} = 0,9 \cdot q_{жс}^{0,4}. \quad (116)$$

Определяют расстояние между желобами:

$$l_{жс} = b_{кор} - 2 \cdot b_{жс} - 2\delta_{жс}, \quad (117)$$

где  $\delta_{жс}$  – толщина стенок сборных желобов,  $\delta_{жс} = 0,3$  м.

Заопленные отверстия располагают в один ряд по внутренней стенке желоба на 7 см ниже его кромки. Тогда глубина желоба в его начале и конце будет равна:

$$h_{жсн} = 7 + 1,5 \cdot (b_{жс} / 2); \quad (118)$$

$$h_{жск} = 7 + 2,5 \cdot (b_{жс} / 2). \quad (119)$$

Производят проверку величины скорости движения воды на выходе из желоба (она не должна превышать  $V_{жс} = 0,5 - 0,6$  м/с):

$$V_{жс} = \frac{q_{жс}}{b_{жс} \cdot h_{жск}}. \quad (120)$$

Площадь отверстий в стенке желоба определяют по формуле:

$$\sum f_o = \frac{q_{жс}}{\mu \sqrt{2 \cdot g \cdot h_y}}, \quad (121)$$

где  $\mu$  – коэффициент расхода,  $\mu = 0,65$ ;

$h_y$  – разность уровней воды в осветлителе и в желобе,  
 $h_y = 0,05$  м;

$g$  – ускорение свободного падения.

Диаметр одного отверстия принимают  $d_o = 15 - 20$  мм, рассчитывают необходимое количество отверстий ( $n_o$ ) и расстояние между ними ( $l_o$ ).

Проверяют фактическую скорость выхода воды из отверстий по формуле (114). Фактическая скорость выхода воды из отверстий, должна быть  $V_o^{\phi} \geq 1,0$  м/с.

б) Дырчатые трубы для сбора и отвода воды из осадкоуплотнителя.

Сбор осветлённой воды из осадкоуплотнителя предусматривают дырчатыми трубами. Верх сборных дырчатых труб должен быть ниже уровня воды в осветлителе не менее 0,3 м и выше верха осадкоприёмных окон не менее 1,5 м.

Как правило, монтируют две водосборные трубы, расстояние между ними составит:

$$l_{mp} = \frac{b_{oy}}{2}. \quad (122)$$

Определяют расход воды через каждую водосборную трубу:

$$q_{сб} = \frac{(1 - k_{pв}) \cdot q_{овол} - P_{ос} / N_{ово}}{2}. \quad (123)$$

Исходя из расхода  $q_{сб}$  и скорости движения воды в трубе не более 0,5 м/с по /4/ подбирают диаметр водосборной трубы. Обычно сборные трубы осветлённой воды в осадкоуплотнителе изготавливают телескопическими, состоящими из стальных труб разного диаметра.

Находят общее количество отверстий:

$$\sum f_o = \frac{q_{сб}}{V_o}, \quad (124)$$

где  $V_o$  – скорость выхода воды из отверстий,  $V_o \geq 1,5$  м/с.

Диаметр одного отверстия в водосборной трубе принимают  $d_o = 15 - 20$  мм, рассчитывают необходимое количество отверстий ( $n_o$ ) и расстояние между ними ( $l_o$ ).

Проверяют фактическую скорость выхода воды из отверстий по формуле (114). Фактическая скорость выхода воды из отверстий, должна быть  $V_o^{\phi} \geq 1,5$  м/с.

Размеры бокового сборного канала принимают по конструктивным соображениям: в канале должны быть размещены регулирующие задвижки условным проходом 125 мм, устанавливаемые на выходных отверстиях сборных труб, отводящих осветлённую воду из осадкоуплотнителя; перепад отметок между низом сборной трубы и уровнем воды в общем сборном канале должен быть не менее 0,4 м.

Принимают ширину канала  $b_k$  и расстояние от кромки стенки осветлителя до дна канала  $h_k$ .

### 7) Осадкоприёмные окна.

Общую площадь осадкоприёмных окон определяют по расходу воды, который поступает вместе с избыточным осадком в осадкоуплотнитель:

$$q_{ок} = (1 - k_{pv}) \cdot q_{осол} \quad (125)$$

С каждой стороны в осадкоуплотнитель будет поступать  $q'_{ок} = q_{ок} / 2$  воды с избыточным осадком.

Определяют площадь осадкоприёмных окон:

$$f_{ок} = \frac{q'_{ок}}{V_{ок}}, \quad (126)$$

где  $V_{ок}$  – скорость движения воды с осадком в осадкоприёмных окнах,  $V_{ок} = 10 - 15$  мм/с = 36 – 54 м/ч.

Общая длина окон с каждой стороны осадкоуплотнителя:

$$l_{ок} = \frac{f_{ок}}{h_{ок}}, \quad (127)$$

где  $h_{ок}$  – высота осадкоприёмного окна,  $h_{ок} = 0,2$  м.

Принимают количество окон ( $n_{ок} = 5 - 10$ ) и определяют размеры одного окна:  $h_{ок} \times l_{ок1}$  (где  $l_{ок1} = l_{ок} / n_{ок}$ ).

Шаг оси окон по горизонтали составит:

$$l_{ок}^2 = \frac{l_{кор}}{n_{ок}}. \quad (128)$$

Расстояние между двумя соседними окнами:

$$l_{ок}^{M/\partial} = l_{ок}^2 - l_{ок1}. \quad (129)$$

### 8) Определение высоты осветлителя.

Высота осветлителя от центра водораспределительного коллектора до верхней кромки водосборных желобов составит:

$$h_{ово} = \frac{b_{к} - 2 \cdot b_{жс}}{2 \cdot tg \alpha / 2}, \quad (130)$$

где  $\alpha$  – центральный угол, образуемый прямыми, проведёнными от оси водораспределительного коллектора к верхним точкам кромок водосборных желобов,  $\alpha \leq 30^\circ$ .

Если на станции очистки количество фильтров не менее шести, то работа их осуществляется по режиму с постоянной скоростью фильтрования. При таком режиме работы фильтров необходимо предусматривать над нормальным уровнем воды в осветлителях дополнительную высоту для приёма воды при выключении фильтров на промывку.

Дополнительную высоту рассчитывают по формуле:

$$H_{дон} = \frac{W}{f_{\phi}}, \quad (131)$$

где  $W$  – объём воды, накапливающейся за время промывки одного фильтра, м<sup>3</sup>:

$$W = \frac{Q_{полезн}}{24 \cdot N_{\phi}} \cdot t_2, \quad (132)$$

где  $N_{\phi}$  – количество фильтров на станции;

$t_2$  – время простоя фильтра в связи с промывкой, ч.

Высота пирамидальной части осветлителя составляет:

$$h_{нпр} = \frac{b_{кор} - a}{2 \cdot tg \alpha_1 / 2}, \quad (133)$$

где  $a$  – ширина коридора понизу,  $a = 0,4$  м;

$\alpha_1$  – центральный угол наклона стенок коридора,  
 $\alpha_1 = 60 - 90^\circ$ .

Высоту защитной зоны над слоем взвешенного осадка принимают  $h_{защ} = 1,5 - 2,0$  м.

Определяют высоту вертикальных стенок осветлителя в пределах слоя взвешенного осадка:

$$h_{верт} = h_{ово} - h_{нур} - h_{защ} - h_{ок}. \quad (134)$$

Общая высота зоны взвешенного осадка составит:

$$h_{с.о.}^c = h_{верт} + \frac{h_{нур}}{2}. \quad (135)$$

Рекомендуемая высота слоя взвешенного осадка согласно п. 6.79 /1/ должна составлять  $h_{с.о.}^c = 2 - 2,5$  м.

Верхнюю кромку осадкоприёмных окон располагают на 1,5 м ниже поверхности воды в осветлителе. Тогда нижняя кромка этих окон будет размещаться на уровне, считая от дна осветлителя:

$$h_{ок}^{n1} = h_{ово} - h_{ок} - 1,5, \quad (136)$$

или на уровне:

$$h_{ок}^{n2} = h_{ок}^{n1} - 0,2, \quad (137)$$

выше оси водораспределительного коллектора (в данном выражении 0,2 м – расстояние по вертикали от дна осветлителя до оси коллектора).

Низ осадкоприёмных окон располагается выше перехода наклонных стенок зоны взвешенного осадка в вертикальные на величину:

$$h_{ок}^{n3} = h_{ово} - (h_{нур} + h_{ок} + 1,5). \quad (138)$$

Данная величина должна составлять 1,5 – 1,75 м.

9) Продолжительность пребывания осадка в осадкоуплотнителя.

Определяют объём осадкоуплотнителя:

$$W_{oc} = l_{kop} \cdot \left[ b_{oy} \cdot h_{верт} + 2 \cdot \left( \frac{h_{нпр} \cdot 0,5 \cdot b_{oy}}{2} \right) \right]. \quad (139)$$

Находят количество осадка, поступающего в осадкоуплотнитель:

$$Q_{oc} = C_{\epsilon}^{\max} \cdot q_{овол}. \quad (140)$$

Продолжительность пребывания осадка в осадкоуплотнителе:

$$T = \frac{W_{oc} \cdot \delta}{Q_{oc}}. \quad (141)$$

Величина  $T$  должна составлять более принятой по таблице 19 /1/ при расчётах в пункте 1.

10) Дырчатые трубы для удаления осадка из осадкоуплотнителя.

Дырчатые трубы размещают по продольной оси дна, в месте, где сходятся наклонные стенки осадкоуплотнителя.

Расстояние между дырчатыми трубами:

$$l_{mp} = \frac{b_{oy}}{2}. \quad (142)$$

Определяют расход, проходящий через каждую осадкобросную трубу:

$$q_{oc} = \frac{W_{oc}}{2 \cdot t}, \quad (143)$$

где  $t$  – время, в течении которого происходит накопление осадка,  $t = 15 - 20$  мин.

Исходя из данного расхода и скорости  $V \geq 1$  м/с по /4/ подбирают диаметр дырчатой трубы.

Рассчитывают суммарную площадь отверстий, их требуемое количество и шаг между отверстиями. При этом принимают скорость движения осадка в отверстиях дырчатых труб не более 3 м/с, диаметр одного отверстия – не менее 20 мм, расстояние между отверстиями – не более 0,5 м.

Отвод осадка из осадкоуплотнителя производится на сооружения обработки осадка для его обезвоживания.



### 11) Определение потерь напора в осветлителе.

Потери напора в осветлителе складываются из следующих величин:

Потери напора в отверстиях распределительных труб:

$$h_{pm} = \xi \cdot \frac{V_o^2}{2 \cdot g}, \quad (144)$$

где  $\xi$  – коэффициент гидравлического сопротивления, для отверстия  $\xi = 2$ .

Потери напора в телескопическом коллекторе:

$$h_k = \sum_{i=1}^n h_i, \quad (145)$$

где

$$h_i = i_i \cdot l_i. \quad (146)$$

Потери напора в слое взвешенного осадка:

$$h_{eo} = 0,01 \cdot h_{eo}^c. \quad (147)$$

Потери напора в отверстиях водосборных желобов:

$$h_{вжс} = \xi \cdot \frac{V_o^2}{2 \cdot g}, \quad (148)$$

где  $\xi$  – коэффициент гидравлического сопротивления, для отверстия  $\xi = 2$ .

Потери напора по длине водосборных желобов, ориентировочно принимают:

$$h_{ол} = 0,060 \text{ м.}$$

Таким образом, суммарные потери напора в осветлителе составят:

$$\sum h_{ово} = h_{pm} + h_k + h_{eo} + h_{вжс} + h_{ол}. \quad (149)$$

### 12) Строительные размеры осветлителя.

Строительная длина осветлителя с учётом толщины стенок:

$$l_{ово}^c = l_{кор} + b_k + 3 \cdot b_{ст}, \quad (150)$$

где  $b_{ст}$  – толщина стенок,  $b_{ст} = 0,2 \text{ м}$ .

Строительная ширина осветлителя (расстояние между осями крайних стенок):

$$b_{ово}^c = 2 \cdot b_{кор} + b_{oy} + 3 \cdot b_{ст}. \quad (151)$$

Строительная высота осветлителя:

$$h_{ово}^c = h_{д} + h_{нир} + h_{ок}^{H3} + h_{во}^c + \delta_{жс} + h_{жск} + (0,3 \div 0,5), \quad (152)$$

где  $h_{д}$  – толщина дна осветлителя,  $h_{д} = 0,3$  м.

13) Для опорожнения рабочих коридоров (камер) осветлителя следует предусматривать трубопроводы, диаметром не менее 150 мм.

**Пример 12.** Рассчитать коридорный осветлитель со слоем взвешенного осадка с вертикальным осадкоуплотнителем. Полезная производительность очистной станции  $Q_{полезн} = 55\,000$  м<sup>3</sup>/сут; интенсивность промывки скорого фильтра  $\omega = 16$  л/(с·м<sup>2</sup>); количество промывок скорого фильтра в сутки  $n = 2$ ; продолжительность промывки скорого фильтра  $t_1 = 0,1$  ч; фактическая площадь всех фильтров  $f_{ф} = 313,29$  м<sup>2</sup> (количество фильтров на станции – девять). Максимальная мутность очищаемой воды  $M_{max} = 600$  г/м<sup>3</sup>; минимальная –  $M_{min} = 150$  г/м<sup>3</sup>; цветность –  $C = 70$  град; доза коагулянта – серноокислого алюминия  $D_{к} = 50$  г/м<sup>3</sup>; доза щелочного реагента – известкового раствора –  $D_{щ} = 7,3$  г/м<sup>3</sup>.

1) Определение расхода воды, поступающего в осветлитель.

Расход воды, поступающей в осветлители ( $Q_{ово}$ ), определяем по формуле (87):

$$\begin{aligned} Q_{ово} &= (55000 + 3,6 \cdot 16 \cdot 2 \cdot 0,1 \cdot 313,29) + 1043,1 = \\ &= 59652,20 \text{ м}^3/\text{сут}, \end{aligned}$$

где  $Q_{соб}$  – расход воды на собственные нужды осветлителя, находим по формуле (88):

$$Q_{\text{собр}} = 1,4 \cdot 58609,1 \cdot \frac{645,63 - 10}{50000} = 1043,10 \text{ м}^3/\text{сут},$$

где  $k_p$  – коэффициент разбавления осадка, принимаем  $k_p = 1,4$ ;

$Q_\phi$  – расход воды, поступающей на скорые фильтры,  $\text{м}^3/\text{сут}$ ; равен результату вычисления суммы в скобках формулы (87):

$$Q_\phi = 55000 + 3,6 \cdot 16 \cdot 2 \cdot 0,1 \cdot 313,29 = 58609,10 \text{ м}^3/\text{сут}.$$

$C_e$  – максимальная концентрация взвешенных веществ, поступающей в осветлитель,  $\text{г}/\text{м}^3$ ; определяется по формуле (5);

$$C_e^{\text{max}} = 600 + 0,5 \cdot 50 + 0,25 \cdot 70 + 3,13 = 645,63 \text{ г}/\text{м}^3,$$

где  $M$  – максимальная мутность очищаемой воды,  $M_{\text{max}} = 600 \text{ г}/\text{м}^3$ ;

$B_u$  – количество нерастворимых веществ, вносимых с ижестью,  $\text{г}/\text{м}^3$ . Определяем по формуле (6):

$$B_u = \frac{7,3}{0,7} - 7,3 = 3,13 \text{ г}/\text{м}^3;$$

$m$  – мутность воды, выходящей из осветлителя, принимаем  $m = 10 \text{ г}/\text{м}^3$ ;

$\delta$  – средняя концентрация уплотнённого осадка в зависимости от мутности воды и времени уплотнения, принимаем по таблице 19/1/ при  $T = 12 \text{ ч}$ . –  $\delta = 50000 \text{ г}/\text{м}^3$ .

Количество воды, теряемой при сбросе осадка из осадкоуплотнителя, так называемой продувке осветлителя, определяем по формуле (105):

$$q_{\text{ос}} = \frac{1,4 \cdot (645,63 - 10)}{50000} \cdot 100 = 1,80\%.$$

Потеря воды при продувке согласно формуле (106) составит:

$$P_{\text{ос}} = 59652,2 \cdot \frac{1,8}{100} = 1073,74 \text{ м}^3/\text{сут} = 44,74 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

## 2) Определение площади осветлителя.

Площадь осветлителей определяется как сумма площади зоны осветления и зоны отделения осадка. Расчёт площади проводим по формуле (107) для двух периодов:

- максимальной мутности при наибольшем расходе воды, соответствующем данному периоду (обычно летнем);
- минимальной мутности при минимальном зимнем расходе воды.

Для летнего периода:

$$\begin{aligned} f_{ово} &= \frac{0,7 \cdot 2485,51}{3,6 \cdot 1,0} + \frac{(1-0,7) \cdot 2485,51}{3,6 \cdot 0,9 \cdot 1,0} = \\ &= 483,29 + 230,14 = 713,43 \text{ м}^2, \end{aligned}$$

где  $k_{pe}$  – коэффициент распределения воды между зоной осветления и осадкоуплотнителем, определяем по таблице 20 /1/: для летнего периода –  $k_{pe} = 0,7$ ; для зимнего –  $k_{pe} = 0,75$ ;

$q_{ово}$  – расчётный расход воды, поступающей в осветлители: для летнего периода

$$q_{ово} = Q_{ово} / 24 = 59652,2 / 24 = 2485,51 \text{ м}^3/\text{ч};$$

для зимнего периода принимаем расход меньше на 10% расчётного максимального расхода воды, поступающей в осветлители

$$q_{ово} = 2485,51 - 0,1 \cdot 2485,51 = 2236,96 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

$V_{овс}$  – скорость восходящего потока воды в зоне осветления, принимаем по таблице 20 /1/: для летнего периода –  $V_{овс} = 1,0$  мм/с; для зимнего –  $V_{овс} = 0,65$  мм/с;

$\alpha$  – коэффициент снижения скорости восходящего потока воды в зоне отделения осадка вертикального осадкоуплотнителя по сравнению со скоростью воды в зоне осветления,  $\alpha = 0,9$ .

Соответственно для зимнего периода:

$$f_{ово} = \frac{0,75 \cdot 2236,96}{3,6 \cdot 0,65} + \frac{(1-0,75) \cdot 2236,96}{3,6 \cdot 0,9 \cdot 0,65} =$$

$$= 716,97 + 265,55 = 982,52 \text{ м}^2.$$

Для дальнейших расчётов принимают наибольшее значение из площадей, т.е.  $f_{ово} = 982,52 \text{ м}^2$ .

Площадь одного осветителя в плане не должна превышать  $100 - 150 \text{ м}^2$ , принимаем количество осветителей  $N_{ово} = 9$  шт.

### 3) Определение размеров осветителя.

Площадь каждого из двух коридоров осветителя по формуле (108) составит:

$$f_{кор} = \frac{716,97}{2 \cdot 9} = 39,83 \text{ м}^2.$$

При этом площадь осадкоуплотнителя по формуле (109):

$$f_{oy} = \frac{265,55}{9} = 29,51 \text{ м}^2.$$

Принимаем ширину одного коридора зоны освещения  $b_{кор} = 3,5$  м. Находим длину одного коридора:

$$l_{кор} = \frac{f_{кор}}{b_{кор}} = \frac{39,83}{3,5} = 11,38 \approx 11,4 \text{ м}.$$

Длина коридора входит в допустимый предел:  $l_{кор} = 6 - 12$  м.

Ширину осадкоуплотнителя выше окон приёма осадка определяем по формуле (110):

$$b_{oy} = \frac{29,51}{11,4} = 2,59 \approx 2,6 \text{ м}.$$

Рассчитываем по формуле (111) общую ширину осветителя:

$$b_{ово} = 2 \cdot 3,5 + 2,6 = 9,6 \text{ м}.$$

Площадь одного осветителя согласно формуле (112) составит:

$$f_{ово1} = 9,6 \cdot 11,4 = 109,44 \text{ м}^2.$$

### 4) Распределение воды в осветителе.

Определяем расход в трубопроводе, подводящем воду к каждому осветлителю:

$$q_{\text{овол}} = q_{\text{ово}} / N_{\text{ово}} = 2485,51 / 9 = 276,17 \text{ м}^3/\text{ч} = \\ = 76,71 \text{ л/с} \approx 77 \text{ л/с}.$$

Исходя из данного расхода и скорости  $V \geq 1$  м/с по /4/ подбираем диаметр  $d_{\text{подв}} = 250$  мм,  $V_{\text{подв}} = 1,45$  м/с.

Распределение воды, поступающей в осветлитель происходит с помощью коллектора телескопической формы. Расход воды на коллектор в каждом коридоре осветлителя составит:

$$q_{\text{кол}} = q_{\text{овол}} / 2 = 77 / 2 = 38,5 \text{ л/с} = 0,0385 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Принимаем коллектор, состоящий из трёх участков равной длины и по /4/ подбираем диаметр каждого участка, при скорости  $V_{\text{к}} = 0,5 - 0,6$  м/с:

1 участок – входной – длина  $l_1 = 3,8$  м, расход  $q_1 = 38,5$  л/с, диаметр  $d_1 = 300$  мм, скорость  $V_1 = 0,51$  м/с; уклон  $i_1 = 1,44 \cdot 10^{-3}$ ;

2 участок – средний – длина  $l_2 = 3,8$  м, расход  $q_2 = 25,7$  л/с, диаметр  $d_2 = 250$  мм, скорость  $V_2 = 0,49$  м/с; уклон  $i_2 = 1,71 \cdot 10^{-3}$ ;

3 участок – крайний – длина  $l_3 = 3,8$  м, расход  $q_3 = 12,8$  л/с, диаметр  $d_3 = 175$  мм, скорость  $V_3 = 0,56$  м/с; уклон  $i_3 = 3,81 \cdot 10^{-3}$ .

Определяем суммарную площадь отверстий, расположенных в распределительном коллекторе по формуле (113):

$$\sum f_o = \frac{0,0385}{1,5} = 2,57 \cdot 10^{-2} \text{ м}^2,$$

где  $V_o$  – скорость выхода воды из отверстий, принимаем  $V_o = 1,5$  м/с.

Отверстия располагают вниз под углом  $45^\circ$  к вертикали по обе стороны коллектора в шахматном порядке. Принимаем

диаметр одного отверстия  $d_o = 25$  мм, тогда площадь одного отверстия:

$$f_o = \frac{\pi \cdot d_o^2}{4} = \frac{3,14 \cdot 0,025^2}{4} = 4,91 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2.$$

Определяем количество отверстий в каждом коллекторе:

$$n_o = \frac{\sum f_o}{f_o} = \frac{2,57 \cdot 10^{-2}}{4,91 \cdot 10^{-4}} = 52,3 \approx 53 \text{ шт.}$$

Отношение суммы площадей всех отверстий в распределительном коллекторе к площади его поперечного сечения составит:

$$n_o \cdot \frac{\pi \cdot d_o^2}{4} : \frac{\pi \cdot d_{кол}^2}{4} = n_o \cdot \frac{d_o^2}{d_{кол}^2} = 53 \cdot \frac{0,025^2}{0,3^2} = 0,37,$$

т.е. находится в допустимых пределах 0,3 – 0,4.

Проверяем фактическую скорость выхода воды из отверстий по формуле (114):

$$V_o^\phi = \frac{0,0385}{4,91 \cdot 10^{-4} \cdot 53} = 1,48 \approx 1,5 \text{ м/с,}$$

что соответствует рекомендуемому пределу  $-V_o^\phi = 1,5 - 2,0$  м/с.

Определяем расстояние между осями отверстий в каждом ряду:

$$l_o = \frac{2 \cdot l_{кор}}{n_o} = \frac{2 \cdot 11,4}{53} = 0,430 \text{ м} = 430 \text{ мм,}$$

что отвечает требованию СНиП: расстояние между отверстиями должно быть не более 0,5 м.

### 5) Водосборные желоба для отвода воды из зоны осветления.

Сбор осветлённой воды в зоне осветления предусматриваем с помощью желобов прямоугольного сечения с треугольными водосливами.

Определяем расход воды на каждый желоб по формуле (115):

$$q_{\text{жс}} = \frac{0,7 \cdot 276,17}{2 \cdot 2} = 48,33 \text{ м}^3/\text{ч} = 0,013 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Ширину желоба прямоугольного сечения находим по формуле (116):

$$b_{\text{жс}} = 0,9 \cdot 0,013^{0,4} = 0,16 \text{ м} = 16 \text{ см}.$$

Определяем расстояние между желобами по формуле (117):

$$l_{\text{жс}} = 3,5 - 2 \cdot 0,16 - 2 \cdot 0,3 = 2,58 \text{ м},$$

где  $\delta_{\text{жс}}$  – толщина стенок сборных желобов,  $\delta_{\text{жс}} = 0,3 \text{ м}$ .

Затопленные отверстия располагают в один ряд по внутренней стенке желоба на 7 см ниже его кромки. Тогда глубина желоба в его начале и конце, согласно формулам (118) и (119) будет равна:

$$h_{\text{жсн}} = 7 + 1,5 \cdot (16/2) = 19 \text{ см} = 0,19 \text{ м};$$

$$h_{\text{жск}} = 7 + 2,5 \cdot (16/2) = 27 \text{ см} = 0,27 \text{ м}.$$

Производим проверку величины скорости движения воды на выходе из желоба по формуле (120):

$$V_{\text{жс}} = \frac{0,013}{0,16 \cdot 0,27} = 0,30 \text{ м/с},$$

т.е. не превышает рекомендуемой величины, равной  $V_{\text{жс}} = 0,5 - 0,6 \text{ м/с}$ .

Площадь отверстий в стенке желоба определяем по формуле (121):

$$\sum f_o = \frac{0,013}{0,65 \sqrt{2 \cdot 9,81 \cdot 0,05}} = 2,02 \cdot 10^{-2} \text{ м},$$

где  $\mu$  – коэффициент расхода,  $\mu = 0,65$ ;

$h_y$  – разность уровней воды в осветлителе и в желобе,  
 $h_y = 0,05 \text{ м}$ ;

$g$  – ускорение свободного падения.

Диаметр одного отверстия в желобе принимаем  $d_o = 20 \text{ мм}$ , тогда площадь одного отверстия:



$$f_o = \frac{\pi \cdot d_o^2}{4} = \frac{3,14 \cdot 0,02^2}{4} = 3,14 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2.$$

При этом количество отверстий составит:

$$n_o = \frac{\sum f_o}{f_o} = \frac{2,02 \cdot 10^{-2}}{3,14 \cdot 10^{-4}} = 64,3 \approx 65 \text{ шт.}$$

Расстояние между отверстиями:

$$l_o = \frac{l_{кор}}{n_o} = \frac{11,4}{65} = 0,175 \text{ м} = 175 \text{ мм},$$

Проверяем фактическую скорость выхода воды из отверстий по формуле (114):

$$V_o^\phi = \frac{q_{жс}}{f_o \cdot n_o} = \frac{0,013}{3,14 \cdot 10^{-4} \cdot 65} = 0,64 \text{ м/с.}$$

б) Дырчатые трубы для сбора и отвода воды из осадкоуплотнителя.

Сбор осветлённой воды из осадкоуплотнителя предусматриваем с помощью дырчатых трубам. Верх сборных дырчатых труб должен быть ниже уровня воды в осветлителе не менее 0,3 м и выше верха осадкоприёмных окон не менее 1,5 м.

Как правило, монтируют две водосборные трубы, расстояние между ними согласно формуле (122) составит:

$$l_{mp} = \frac{2,6}{2} = 1,3 \text{ м.}$$

Определяем расход воды через каждую водосборную трубу по формуле (123):

$$q_{сб} = \frac{(1 - 0,7) \cdot 276,17 - 44,74/9}{2} = 38,94 \text{ м}^3/\text{ч} = 0,0108 \text{ м}^3/\text{с} = 10,82 \text{ л/с} \approx 11 \text{ л/с.}$$

Обычно сборные трубы осветлённой воды в осадкоуплотнителе изготавливают телескопическими, состоящими из стальных труб разного диаметра. Принимаем трубу, состоящую из двух участков равной длины. Исходя из рекоменду-

мой скорости не более 0,5 м/с по /4/ подбираем диаметры для каждого участка:

1 участок – входной – длина  $l_1 = 0,65$  м, расход  $q_1 = 11$  л/с, диаметр  $d_1 = 175$  мм, скорость  $V_1 = 0,48$  м/с; уклон  $i_1 = 2,92 \cdot 10^{-3}$ ;

2 участок – выходной – длина  $l_2 = 0,65$  м, расход  $q_2 = 5,5$  л/с, диаметр  $d_2 = 125$  мм, скорость  $V_2 = 0,40$  м/с; уклон  $i_2 = 2,79 \cdot 10^{-3}$ .

Находим общее количество отверстий по формуле (124):

$$\sum f_o = \frac{0,0108}{2,0} = 5,40 \cdot 10^{-3} \text{ м}^2,$$

где  $V_o$  – скорость выхода воды из отверстий, принимаем  $V_o = 2,0$  м/с.

Диаметр одного отверстия в водосборной трубе принимаем  $d_o = 15$  мм, тогда площадь одного отверстия:

$$f_o = \frac{\pi \cdot d_o^2}{4} = \frac{3,14 \cdot 0,015^2}{4} = 1,77 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2.$$

При этом количество отверстий составит:

$$n_o = \frac{\sum f_o}{f_o} = \frac{5,4 \cdot 10^{-3}}{1,77 \cdot 10^{-4}} = 30,5 \approx 31 \text{ шт.}$$

Расстояние между отверстиями:

$$l_o = \frac{l_{\text{кор}}}{n_o} = \frac{11,4}{31} = 0,367 \text{ м} \approx 370 \text{ мм.}$$

Проверяем фактическую скорость выхода воды из отверстий по формуле (114):

$$V_o^\phi = \frac{q_{\text{сб}}}{f_o \cdot n_o} = \frac{0,0108}{1,77 \cdot 10^{-4} \cdot 31} = 1,97 \text{ м/с,}$$

что отвечает требованию –  $V_o^\phi \geq 1,5$  м/с.

Размеры бокового сборного канала принимают по конструктивным соображениям: в канале должны быть размещены регулирующие задвижки условным проходом 125 мм, устанавливаемые на выходных отверстиях сборных труб, отводящих осветлённую воду из осадкоуплотнителя; перепад отметок между низом сборной трубы и уровнем воды в общем сборном канале должен быть не менее 0,4 м.

Принимаем ширину канала  $b_k = 0,7$  м и расстояние от кромки стенки осветлителя до дна канала  $h_k = 0,7$  м.

### 7) Осадкоприёмные окна.

Определяем по расходу воды, который поступает вместе с избыточным осадком в осадкоуплотнитель по формуле (125):

$$q_{ок} = (1 - 0,7) \cdot 276,17 = 82,85 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

С каждой стороны в осадкоуплотнитель будет поступать  $q'_{ок} = 82,85 / 2 = 41,43 \text{ м}^3/\text{ч}$  воды с избыточным осадком.

Определяем площадь осадкоприёмных окон по формуле (126):

$$f_{ок} = \frac{41,43}{36} = 1,15 \text{ м}^2,$$

где  $V_{ок}$  – скорость движения воды с осадком в осадкоприёмных окнах, принимаем  $V_{ок} = 36$  м/ч.

Общую длину окон с каждой стороны осадкоуплотнителя находим по формуле (127):

$$l_{ок} = \frac{1,15}{0,2} = 5,75 \text{ м} \approx 5,8 \text{ м},$$

где  $h_{ок}$  – высота осадкоприёмного окна,  $h_{ок} = 0,2$  м.

Принимаем количество окон для приёма избыточного осадка  $n_{ок} = 10$  шт, тогда размеры одного окна:  $0,2 \times 0,58$  м.

Шаг оси окон по горизонтали согласно формуле (128) составит:

$$l_{ок}^z = \frac{11,4}{10} = 1,14 \text{ м}.$$

Расстояние между двумя соседними окнами (129):

$$l_{ок}^{M/\theta} = 1,14 - 0,58 = 0,56 \text{ м.}$$

8) Определение высоты осветлителя.

Высота осветлителя от центра водораспределительного коллектора до верхней кромки водосборных желобов согласно формуле (130) составит:

$$h_{ово} = \frac{3,5 - 2 \cdot 0,16}{2 \cdot \operatorname{tg}(28/2)} = 6,38 \text{ м,}$$

где  $\alpha$  – центральный угол, образуемый прямыми, проведёнными от оси водораспределительного коллектора к верхним точкам кромок водосборных желобов, принимаем  $\alpha = 28^\circ$ .

Так как количество фильтров на станции более шести, то величина  $H_{дон}$  не учитывается.

Высоту пирамидальной части осветлителя определяем по формуле (133):

$$h_{нур} = \frac{3,5 - 0,4}{2 \cdot \operatorname{tg}(70/2)} = 2,21 \text{ м,}$$

где  $a$  – ширина коридора понизу,  $a = 0,4$  м;

$\alpha_1$  – центральный угол наклона стенок коридора, принимаем  $\alpha_1 = 70^\circ$ .

Высоту защитной зоны над слоем взвешенного осадка принимаем  $h_{защ} = 1,5$  м.

Находим высоту вертикальных стенок осветлителя в пределах слоя взвешенного осадка по формуле (134):

$$h_{верт} = 6,38 - 2,21 - 1,5 - 0,2 = 2,47 \text{ м.}$$

Общая высота зоны взвешенного осадка по формуле (135) составит:

$$h_{в.о.}^c = 2,47 + \frac{2,21}{2} = 3,6 \text{ м.}$$

Так как рекомендуемая высота слоя взвешенного осадка согласно п. 6.79 /1/ должна составлять  $h_{го}^c = 2 - 2,5$  м, по-

этому принимаем  $\alpha = 30^\circ$ , при этом  $h_{ово} = 5,93$  м; при  $\alpha_1 = 60^\circ - h_{нир} = 2,68$  м; принимаем  $h_{защ} = 2,0$  м, тогда  $h_{верт} = 1,05$  м, а высота зоны взвешенного осадка составит  $h_{в.о.}^c = 2,39$  м, что отвечает рекомендуемому пределу.

Верхнюю кромку осадкоприёмных окон располагают на 1,5 м ниже поверхности воды в осветлителе. Тогда нижняя кромка этих окон будет размещаться на уровне, считая от дна осветлителя по формуле (136):

$$h_{ок}^{н1} = 5,93 - 0,2 - 1,5 = 4,23 \text{ м,}$$

или на уровне (137):

$$h_{ок}^{н2} = 4,23 - 0,2 = 4,03 \text{ м,}$$

выше оси водораспределительного коллектора (в данном выражении 0,2 м – расстояние по вертикали от дна осветлителя до оси коллектора).

Низ осадкоприёмных окон располагаем выше перехода наклонных стенок зоны взвешенного осадка в вертикальные на величину:

$$h_{ок}^{н3} = 5,93 - (2,68 + 0,2 + 1,5) = 1,55 \text{ м.}$$

Данная величина соответствует рекомендуемому пределу 1,5 – 1,75 м.

9) Продолжительность пребывания осадка в осадкоуплотнителя.

Определяем объём осадкоуплотнителя по формуле (139):

$$W_{ос} = 11,4 \cdot \left[ 2,6 \cdot 1,05 + 2 \cdot \left( \frac{2,68 \cdot 0,5 \cdot 2,6}{2} \right) \right] = 70,84 \text{ м}^3.$$

Находим количество осадка, поступающего в осадкоуплотнитель по формуле (140):

$$Q_{ос} = 0,65 \cdot 276,71 = 179,86 \text{ кг/ч,}$$

где  $C_{\max}^e$  – максимальная концентрация взвешенных веществ, поступающей в осветлитель:

$$C_{\max}^e = 645,63 \text{ г/м}^3 \approx 0,65 \text{ кг/м}^3.$$

Продолжительность пребывания осадка в осадкоуплотнителе рассчитываем по формуле (141):

$$T = \frac{70,84 \cdot 50}{179,86} = 19,69 \text{ ч},$$

где  $\delta$  – средняя концентрация уплотнённого осадка в зависимости от мутности воды и времени уплотнения,  $\delta = 50000 \text{ г/м}^3 = 50 \text{ кг/м}^3$ , для  $T = 12 \text{ ч}$ .

Таким образом, действительное время уплотнения осадка больше принятого ( $19,69 > 12 \text{ ч}$ ).

10) Дырчатые трубы для удаления осадка из осадкоуплотнителя.

Дырчатые трубы размещают по продольной оси дна, в месте, где сходятся наклонные стенки осадкоуплотнителя.

Расстояние между дырчатыми трубами находим по формуле (142):

$$l_{mp} = \frac{2,6}{2} = 1,3 \text{ м}.$$

Определяем расход, проходящий через каждую осадкосбросную трубу по формуле (143):

$$\begin{aligned} q_{oc} &= \frac{70,84}{2 \cdot 0,25} = 141,68 \text{ м}^3/\text{ч} = \\ &= 0,0394 \text{ м}^3/\text{с} = 39,4 \text{ л/с} \approx 40 \text{ л/с}, \end{aligned}$$

где  $t$  – время, в течении которого происходит накопление осадка, принимаем  $t = 15 \text{ мин} = 0,25 \text{ ч}$ .

Исходя из расхода  $q_{oc} = 40 \text{ л/с}$  и скорости  $V \geq 1 \text{ м/с}$  по /4/ подбираем диаметр дырчатой трубы:  $d_{oc} = 200 \text{ мм}$ ,  $V_{oc} = 1,17 \text{ м/с}$ .

Находим общее количество отверстий в осадкосбросной трубе:

$$\sum f_o = \frac{0,0394}{3,0} = 1,31 \cdot 10^{-2} \text{ м}^2,$$

где  $V_o$  – скорость движения осадка в отверстиях дырчатых труб, принимаем  $V_o = 3,0$  м/с.

Диаметр одного отверстия принимаем  $d_o = 25$  мм, тогда площадь одного отверстия:

$$f_o = \frac{\pi \cdot d_o^2}{4} = \frac{3,14 \cdot 0,025^2}{4} = 4,91 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2.$$

При этом количество отверстий составит:

$$n_o = \frac{\sum f_o}{f_o} = \frac{1,31 \cdot 10^{-2}}{4,91 \cdot 10^{-4}} = 26,7 \approx 27 \text{ шт.}$$

Расстояние между отверстиями:

$$l_o = \frac{l_{\text{кор}}}{n_o} = \frac{11,4}{27} = 0,422 \text{ м} \approx 430 \text{ мм,}$$

Расстояние между отверстиями должно быть не более 0,5 м.

Отвод осадка из осадкоуплотнителя производится на сооружении обработки осадка для его обезвоживания.

### 11) Определение потерь напора в осветлителе.

Потери напора в осветлителе складываются из следующих величин:

Потери напора в отверстиях распределительных труб определяем по формуле (144):

$$h_{pm} = 2 \cdot \frac{1,48^2}{2 \cdot 9,81} = 0,223 \text{ м,}$$

где  $\xi$  – коэффициент гидравлического сопротивления, для отверстия  $\xi = 2$ .

Потери напора в телескопическом коллекторе находим по формулам (146) и (147).

Потери на 1 участке телескопического коллектора –

$$h_1 = 1,44 \cdot 10^{-3} \cdot 3,8 = 0,005 \text{ м;}$$

$$\text{на 2 участке – } h_2 = 1,71 \cdot 10^{-3} \cdot 3,8 = 0,006 \text{ м;}$$

$$\text{на 3 участке – } h_3 = 3,81 \cdot 10^{-3} \cdot 3,8 = 0,014 \text{ м.}$$

Суммарные потери в телескопическом коллекторе:

$$h_{\kappa} = 0,005 + 0,006 + 0,014 = 0,025 \text{ м.}$$

Потери напора в слое взвешенного осадка рассчитываем по формуле (147):

$$h_{\text{ео}} = 0,01 \cdot 2,39 = 0,024 \text{ м.}$$

Потери напора в отверстиях водосборных желобов:

$$h_{\text{вжс}} = 2 \cdot \frac{0,64^2}{2 \cdot 9,81} = 0,042 \text{ м,}$$

где  $\xi$  – коэффициент гидравлического сопротивления, для отверстия  $\xi = 2$ .

Потери напора по длине водосборных желобов, ориентировочно принимаем:

$$h_{\text{ол}} = 0,060 \text{ м.}$$

Таким образом, суммарные потери напора в осветлителе согласно формуле (149) составят:

$$\sum h_{\text{ово}} = 0,223 + 0,025 + 0,024 + 0,042 + 0,060 = 0,374 \text{ м.}$$

## 12) Строительные размеры осветлителя.

Строительная длина осветлителя с учётом толщины стенок по формуле (150) составит:

$$l_{\text{ово}}^c = 11,4 + 0,7 + 3 \cdot 0,2 = 12,7 \text{ м,}$$

где  $b_{\text{ст}}$  – толщина стенок,  $b_{\text{ст}} = 0,2 \text{ м}$ .

Строительная ширина осветлителя (расстояние между осями крайних стенок) по (151):

$$b_{\text{ово}}^c = 2 \cdot 3,5 + 2,6 + 3 \cdot 0,2 = 10,2 \text{ м.}$$

Строительная высота осветлителя по (152):

$$h_{\text{ово}}^c = 0,3 + 2,21 + 1,55 + 2,39 + 0,3 + 0,27 + 0,48 = 7,05 \text{ м,}$$

где  $h_{\text{д}}$  – толщина дна осветлителя,  $h_{\text{д}} = 0,3 \text{ м}$ .

13) Для опорожнения рабочих коридоров (камер) осветлителя следует предусматриваем трубопроводы, диаметром не менее 150 мм.



## 8 РАСЧЁТ СКОРЫХ ФИЛЬТРОВ

Фильтрация – это процесс разделения путём пропуска жидкости через пористую перегородку или фильтрующий слой.

В зависимости от характера проблемы, встречающейся при очистке воды, различают следующие виды фильтров:

- осадочные фильтры. Предназначены для удаления из воды механических частиц, песка, взвесей, ржавчины, а также коллоидных веществ. Для удаления относительно крупных частиц (свыше 20 - 50 микрон) применяют сетчатые или дисковые фильтры;

- фильтры-корректоры pH. Используются при необходимости изменения уровня pH;

- фильтры-обезжелезиватели. Предназначены для удаления из воды железа и марганца, находящихся в растворённом состоянии;

- фильтры-умягчители. Используются для снижения жесткости воды;

- угольные фильтры. Применяются для улучшения органолептических показателей воды (устранения постороннего привкуса, запаха, цветности).

По характеру фильтрующего слоя фильтры разделяются на: зернистые, сетчатые, тканевые, намывные (каркасные), с плавающей загрузкой. Для грубой очистки воды применяют сетчатые фильтры, для удаления планктона – микросетчатые. Тканевые фильтры в основном используют при полевом водоснабжении, для очистки маломутных вод.

При подготовке воды для промышленных и хозяйственно – питьевых целей широкое распространение получили зернистые фильтры.

В качестве фильтрующего материала в них используются: кварцевый песок, керамзит, антрацит, шунгизит, магно-масса, горелые породы, пенополистирол и др.

Зернистые фильтры классифицируют по различным признакам:

– в зависимости от размера зёрен фильтрующего слоя: мелко- (размер зёрен 0,3 – 0,8 мм), средне- (0,5 – 1,2 мм) и крупнозернистые фильтры (1,0 – 2,5 мм);

– по скорости фильтрования: медленные (0,1 – 0,3 м/ч), скорые (5 – 12 м/ч), сверхскорые (36 – 100 м/ч);

– по давлению: напорные (закрытые) и безнапорные (открытые);

– по направлению фильтрующего потока: одно-, двух- и многопоточные;

– по количеству фильтрующих слоёв: одно-, двух- и многослойные;

– по характеру механизма задержания взвеси:

1) фильтрование через фильтрующую пленку, образованную частицами взвеси, оседающими на поверхности загрузки. Этот механизм характерен для медленных фильтров, в которых вначале задерживаются только частицы, имеющие размеры больше размеров пор фильтрующего материала. По мере задержания частиц размеры пор в слое осадка уменьшаются, и он задерживает все более мелкую взвесь. Медленные фильтры применяют в основном для очистки маломутных вод, обычно без предварительной коагуляции загрязнений, но из-за небольшой скорости фильтрования фильтры имеют большие размеры и в настоящее время используются мало;

2) фильтрование без образования фильтрующей пленки. В этом случае задержание частиц, загрязняющих воду, происходит в толще слоя фильтрующего материала. Там они прилипают к зернам материала и удерживаются на них. Этот механизм характерен для скорых и сверхскорых фильтров.

Фильтрование, как правило, является завершающим процессом очистки. При водоподготовке наибольшее применение нашли скорые безнапорные фильтры. Они являются сооружением тонкой очистки и задерживают как взвешенные вещества, так и большую часть микроорганизмов и микрофлоры, понижая цветность воды.

Фильтр представляет собой открытый (самотечный), обычно сборный или монолитный железобетонный, или закрытый (напорный) стальной резервуар, в котором на дренажной системе (дренаже) и поддерживающем гравийном слое уложен слой фильтрующего материала. Движение воды через фильтрующий слой происходит под действием разности давлений на входе в фильтр и на выходе из него. Скорый безнапорный фильтр работает следующим образом: вода подается в карман, из него через желоб поступает в пространство над фильтрующим материалом, создавая столб воды. Под действием сил гравитации вода просачивается через фильтрующий материал, очищаясь от взвешенных частиц. Затем проходит слой гравия и отводится при помощи дренажных устройств.

Двухслойные фильтры конструктивно аналогичны обычным скорым фильтрам, но имеют в сравнении с ними следующие преимущества: грязеемкость двухслойного фильтра в 2 – 2,5 раза больше чем у скорого фильтра, они позволяют увеличить скорость фильтрования и удлинить фильтроцикл.

Также применяются двухпоточные скорые фильтры системы АКХ. Они действуют по принципу двухстороннего фильтрования воды с отводом фильтрата трубчатой дренажной системой, расположенной в толще фильтрующей загрузки. При этом часть воды фильтруется сверху вниз через верхней слой загрузки, а основная масса воды фильтруется снизу вверх через нижней слой. Такая организация процесса позволяет обеспечить статическую устойчивость фильтрующего слоя, повысить грязеемкость и производительность фильтра при сокращении расхода воды на промывку.

Особенностью любых фильтров является восстановление фильтрующей способности путём промывки фильтрующего слоя обратным током воды. В результате гидродинамического воздействия потока промывной воды происходит расширение и взвешивание фильтрующей загрузки, сопровождающееся многочисленными соударениями отдельных зёрен. При столкновении зёрен происходит отрыв прилипших к их

поверхности загрязнений, которые потоком промывной воды выносятся за пределы фильтра.

Для интенсификации процесса промывки при одновременном сокращении расхода промывной воды могут использоваться дополнительная верхняя промывка (промывка верхнего слоя загрузки), перемешивание загрузки во время промывки механическими граблями и водо-воздушная промывка.

## 8.1 Скорые фильтры с промывкой водой

Порядок расчёта скорых безнапорных фильтров с промывкой водой следующий:

### 1) Определение площади и размеров фильтра.

Определяют площадь фильтров:

$$f_{\phi} = \frac{Q_{\text{полезн}}}{T \cdot V_n - 3,6 \cdot n \cdot \omega \cdot t_1 - n \cdot t_2 \cdot V_n}, \quad (153)$$

где  $T$  – продолжительность работы станции в течении суток, ч;

$V_n$  – расчётная скорость фильтрования при нормальном режиме эксплуатации, м/ч; принимается по таблице 21 /1/;

$n$  – количество промывок одного фильтра в сутки при нормальном режиме эксплуатации; при круглосуточной работе станции рекомендуется принимать  $n = 2$  ;

$\omega$  – интенсивность промывки фильтра, л/(с·м<sup>2</sup>); принимается по таблице 23 /1/;

$t_1$  – продолжительность промывки, ч; принимается по таблице 23 /1/;

$t_2$  – время простоя фильтра в связи с промывкой, согласно п.6.98 /1/  $t_2 = 0,33$  ч при промывке водой,  $t_2 = 0,5$  ч при водо-воздушной промывки.

Находят количество фильтров на станции:

$$N_{\phi} = 0,5 \cdot \sqrt{f_{\phi}}. \quad (154)$$

Количество фильтров на станции производительностью более 1 600 м<sup>3</sup>/сут должно быть не менее четырех.

Рассчитывают площадь одного фильтра, определяют его размеры в плане (округляя размеры в плане до десятых долей метра) ( $b \times l$ ) и уточняют фактическую площадь одного фильтра  $f_{\phi 1}$  и всех фильтров. Площадь одного фильтра не должна превышать 100 – 120 м<sup>2</sup>.

Принимают конструкцию фильтра. При площади фильтра менее 30 м<sup>2</sup> применяют конструкции фильтров с боковым карманом (каналом); при большей площади – конструкции с центральным карманом.

### 2) Проверка скоростей фильтрации.

С учётом фактической площади фильтров уточняют скорость фильтрования при нормальном режиме:

$$V_n = \frac{Q_{\text{полезн}} + 3,6 \cdot n \cdot \omega \cdot t_1 \cdot f_{\phi 1} \cdot N_{\phi}}{f_{\phi 1} \cdot N \cdot (T - n \cdot t_2)}. \quad (155)$$

Скорость при форсированном режиме:

$$V_{\phi} = V_n \cdot \frac{N}{N - N_1}, \quad (156)$$

где  $N_1$  – количество фильтров, находящихся в ремонте; при  $N_{\phi} < 20$  принимают  $N_1 = 1$ , при  $N_{\phi} \geq 20$  –  $N_1 = 2$ .

Полученные  $V_n$  и  $V_{\phi}$  сравнивают с допускаемыми значениями по таблице 21 /1/. Превышение допустимых скоростей возможно в размере не более 5%.

При выключении части фильтров на промывку скорость фильтрования не должна превышать  $V_{\phi}$ . При работе фильтров с постоянной скоростью фильтрования следует предусматривать над нормальным уровнем воды в фильтре, дополнительную высоту, которая определяется по формуле (131).

### 3) Подбор состава загрузки фильтра.

Подбирают состав фильтрующей загрузки и высоту фильтрующего слоя ( $H_{\text{фс}}$ ) по таблице 21 /1/. Скорые фильтры с крупностью зёрен загрузки 0,8 – 2 мм для очистки питьевой воды не применяются.

Крупность фракций и высота поддерживающих слоёв ( $H_{\text{нс}}$ ) назначают в зависимости от крупности фильтрующей загрузки в соответствии с п. 6.104 /1/.

Высота слоя воды над поверхностью слоя загрузки принимается  $h_6 \geq 2$  м, превышение строительной высоты над расчётным уровнем воды –  $h_3 \geq 0,5$  м.

Общая высота фильтра составит:

$$H = H_{\text{фс}} + H_{\text{нс}} + h_6 + h_3. \quad (157)$$

#### 4) Расчёт распределительной (дренажной) системы.

Распределительная система в фильтрах предназначена как для сбора и отвода фильтрата, так и для равномерного распределения промывной воды по площади фильтра.

Рекомендуется принимать распределительную систему большого сопротивления в виде стальных перфорированных труб.

Определяют расход промывной воды на один фильтр:

$$q_{\text{пр}} = f_{\text{ф1}} \cdot \omega. \quad (158)$$

Рассчитывают диаметр входного коллектора:

$$d_{\text{кол}} = \sqrt{\frac{4 \cdot q_{\text{пр}}}{\pi \cdot V_{\text{кол}}}}, \quad (159)$$

где  $V_{\text{кол}}$  – скорость в начале коллектора,  $V_{\text{кол}} = 0,8 - 1,2$  м/с.

Принимают стандартный диаметр коллектора и уточняют скорость в коллекторе.

Находят общее количество ответвлений в фильтре:

$$n_{\text{омв}} = 2 \cdot \frac{l}{l_{\text{омв1}}}, \quad (160)$$

где  $l$  – длина фильтра, м;

$l_{\text{омв1}}$  – расстояние между ответвлениями,

$$l_{омел} = 0,25 - 0,35 \text{ м.}$$

Расход воды на одно ответвление составит:

$$q_{оме} = \frac{q_{пр}}{n_{оме}}. \quad (161)$$

Исходя из данного расхода и скорости  $V_{оме} = 1,6 - 2,0 \text{ м/с}$  определяют диаметр одного ответвления, принимают стандартный и уточняют фактическую скорость в ответвлении.

Длина каждого ответвления:

$$l_{оме} = \frac{b - d_{кол}^n}{2}, \quad (162)$$

где  $d_{кол}^n$  – наружный диаметр коллектора, м.

В скорых фильтрах с боковым карманом ответвления примыкают под углом  $90^\circ$  к распределительному коллектору (центральному каналу), в сооружениях с центральным карманом – к его нижнему отделению.

В нижней части ответвления располагают отверстия в шахматном порядке под углом  $45^\circ$  к низу от вертикали.

Отношение площади всех отверстий к рабочей площади фильтра должно составлять  $0,25 - 0,5\%$ . Диаметр одного отверстия принимают  $d_o = 10 - 12 \text{ мм}$ . Определяют общее количество отверстий и расстояние между отверстиями на ответвлении. Расстояние между осями отверстий должно быть в пределах  $150 - 200 \text{ мм}$ .

Для удаления воздуха из трубопровода, подающего воду на промывку, в местах повышения распределительной системы следует предусматривать установку воздушников диаметром  $75 - 150 \text{ мм}$ , с автоматическим устройством для выпуска воздуха. На коллекторе фильтра также необходимо предусматривать стояки-воздушники диаметром  $50 - 75 \text{ мм}$ , при площади фильтра до  $50 \text{ м}^2$  устанавливают один воздушник, при большей площади – два (в начале и конце коллекто-

ра). Они также оборудуются устройствами для выпуска воздуха.

### 5) Расчёт устройств для сбора и отвода воды при промывке фильтра.

Сбор и отвод загрязнённой воды при промывке фильтров осуществляется с помощью желобов, размещаемых над поверхностью фильтрующей загрузки.

Количество желобов  $n_{жс}$  определяется из условия расстояния между их осями не более 2,2 м.

Для фильтров с боковым карманом  $n_{жс} \geq b/2,2$ ; для фильтров с центральным карманом –  $n_{жс} \geq l/2,2$ .

Определяют расход промывной воды на один желоб:

$$q_{жс} = \frac{q_{пр}}{n_{жс}}. \quad (163)$$

Ширину желоба находят по формуле:

$$B_{жс} = k \cdot \sqrt[5]{\frac{q_{жс}^2}{(1,57 + a)^3}}, \quad (164)$$

где  $k$  – коэффициент, для желобов с полукруглым основанием  $k = 2,0$ ; для пятиугольных желобов  $k = 2,1$ ;

$a$  – отношение высоты прямоугольной части желоба к половине его ширины,  $a = 1,0 - 1,5$ .

Высота прямоугольной части желоба:

$$h_{пр} = 0,75 \cdot B_{жс}. \quad (165)$$

Полезная высота желоба составит:

$$h = 1,25 \cdot B_{жс}. \quad (166)$$

Конструктивная высота желоба (с учётом толщины стенки):

$$h_k = h + 0,08. \quad (167)$$

Высота кромки желоба над поверхностью фильтрующей загрузки:

$$H_{жс} = \frac{H_{фс} \cdot e}{100} + 0,3, \quad (168)$$



где  $e$  – относительное расширение фильтрующей загрузки, %, принимается по таблице 23 /1/.

Если  $H_{\text{жс}} < h_{\text{к}}$ , то принимают  $H_{\text{жс}} = h_{\text{к}} + (0,05 \div 0,06)$ , с тем, чтобы расстояние от низа желоба до верха загрузки фильтра было 0,05 – 0,06 м.

#### б) Расход промывной воды.

Расход воды на промывку фильтра определяют по формуле, %:

$$p = \frac{\omega \cdot f_{\phi 1} \cdot N_{\phi} \cdot t_1 \cdot 60}{q \cdot T_p \cdot 1000} \cdot 100, \quad (169)$$

где  $T_p$  – продолжительность работы фильтра между двумя промывками:

$$T_p = T_o - (t_1 + t_2 + t_3), \quad (170)$$

где  $T_o$  – продолжительность рабочего фильтроцикла, при нормальном режиме работы фильтра  $T_o = 8 - 12$  ч, при форсированном –  $T_o \geq 6$  ч;

$t_3$  – продолжительность сброса первого фильтрата в сток,  $t_3 = 0,17$  ч.

#### 7) Расчёт сборного кармана (канала).

Загрязнённая промывная вода из желобов фильтра свободно изливается в сборный карман, откуда отводится в сток. При отводе промывной воды с фильтра, сборный карман должен предотвращать создание подпора на выходе воды из желоба.

Определяют расстояние от дна желоба до дна сборного кармана:

$$h_{\text{кан}} = 1,73 \cdot \sqrt[3]{\frac{q_{\text{кан}}^2}{g \cdot b_{\text{кан}}^2}} + 0,2, \quad (171)$$

где  $q_{\text{кан}}$  – расход воды в кармане, м<sup>3</sup>/с,  $q_{\text{кан}} = q_{\text{пр}}$ ;

$g$  – ускорение силы тяжести, м/с<sup>2</sup>;

$b_{кан}$  – минимальная допустимая ширина кармана,  $b_{кан} \geq 0,7$  м;  $b_{кан}$  должна быть не менее диаметра трубопровода, отводящего промывную воду из фильтра, т.к. конец данного трубопровода заделывается в железобетонной стенке канала.

Площадь поперечного сечения канала:

$$f_{кан} = b_{кан} \cdot h_{кан}. \quad (172)$$

При этом скорость движения воды в конце сборного канала составит:

$$V_{кан} = \frac{q_{кан}}{f_{кан}}. \quad (173)$$

Рекомендуемая скорость в канале:  $V_{кан} \geq 0,8$  м/с.

#### 8) Определение диаметров трубопроводов.

Диаметры трубопроводов, подводящих и отводящих воду от фильтра, определяются по /4/ по величине соответствующих расходов и скорости движения воды 0,8 – 1,5 м/с.

#### 9) Определение потерь напора при промывке фильтра.

Потери напора в фильтре складываются из следующих величин:

Потери напора в распределительной системе:

$$h_{pc} = \xi_{кол} \cdot \frac{V_{кол}^2}{2 \cdot g} + \frac{V_{отв}^2}{2 \cdot g}, \quad (174)$$

где  $\xi_{кол}$  – коэффициент сопротивления коллектора, определяется по формуле (84).

Потери напора в фильтрующем слое:

$$h_{фс} = (a + b \cdot \omega) \cdot H_{фс}, \quad (175)$$

где  $a$  и  $b$  – параметры для песка, при крупности зёрен 0,5 – 1,0 мм:  $a = 0,76$ ,  $b = 0,017$ ; для зёрен 1 – 2 мм:  $a = 0,85$ ,  $b = 0,004$ .

Потери напора в поддерживающих гравийных слоях:

$$h_{нс} = 0,022 \cdot \omega \cdot H_{нс}. \quad (176)$$

Потери в трубопроводе, подводящем промывную воду к общему коллектору:

$$h_{mp} = i \cdot l_{np}, \quad (177)$$

где  $i$  – уклон трубопровода, м;

$l_{np}$  – длина отводящего трубопровода,  $l_{np} = 50 - 100$  м.

Потери напора на образование скорости во всасывающем и напорном трубопроводах насоса промывной воды:

$$h_n = \frac{V_n^2}{2 \cdot g}, \quad (178)$$

где  $V_n$  – скорость в патрубках насоса промывной воды, м/с.

Потери напора на местные сопротивления в фасонных частях и арматуре:

$$h_{mc} = \sum \xi \cdot \frac{V_n^2}{2 \cdot g}, \quad (179)$$

где  $\sum \xi$  – коэффициенты местных сопротивлений:

для колена –  $\xi = 0,984$ ; для задвижки –  $\xi = 0,260$ ;

для входа во всасывающую трубку –  $\xi = 0,500$ ;

для тройника –  $\xi = 0,920$ .

Суммарные потери напора при промывке скорого фильтра:

$$\sum h = h_{pc} + h_{fc} + h_{nc} + h_{mp} + h_n + h_{mc}. \quad (180)$$

Определяют геометрическую высоту подъёма воды от дна резервуара чистой воды до верхней кромки желобов над фильтром:

$$h_2 = H_{жс} + H_{fc} + H_{nc} + H_{рчв}, \quad (181)$$

где  $H_{рчв}$  – глубина воды в резервуаре чистой воды, м.

Необходимый напор промывного насоса составит:

$$H = h_2 + \sum h + h_3, \quad (182)$$

где  $h_3$  – запас напора (на первоначальное загрязнение фильтра),  $h_3 = 1,5$  м.

Производительность промывных насосов определяют по формуле:

$$Q = \omega \cdot f_{\phi 1}. \quad (183)$$

По таблице V.25 /3/ подбирают марку промывного насоса.

10) В нижней части фильтра предусматривают трубопровод диаметром 100 – 200 мм, входное отверстие которого защищают сеткой или решёткой для полного опорожнения фильтра. Также делают уклон дна фильтра 0,005 в направлении сбросного трубопровода.

**Пример 12.** Рассчитать скорый безнапорный фильтр с однослойной загрузкой из кварцевого песка ( $d_{\min} / d_{\max} = 0,7 / 1,6$  мм,  $d_{\text{экр}} = 0,8 - 1$  мм). Промывка фильтра производится водой. Полезная производительность очистной станции  $Q_{\text{полезн}} = 62\,000$  м<sup>3</sup>/сут. Станция работает круглосуточно.

1) Определение площади и размеров фильтра.

Рассчитываем необходимую площадь фильтров по формуле (153):

$$f_{\phi} = \frac{62000}{24 \cdot 7 - 3,6 \cdot 2 \cdot 15 \cdot 0,1 - 2 \cdot 0,33 \cdot 7} = 406,34 \text{ м}^2,$$

где  $T$  – продолжительность работы станции в течение суток,  $T = 24$  ч;

$V_n$  – расчётная скорость фильтрования при нормальном режиме эксплуатации, по таблице 21 /1/ для заданной загрузки принимаем  $V_n = 7$  м/ч;

$n$  – количество промывок одного фильтра в сутки при нормальном режиме эксплуатации,  $n = 2$ ;

$\omega$  – интенсивность промывки фильтра, по таблице 23 /1/ согласно эквивалентному диаметру зёрен фильтрующей загрузки  $\omega = 15$  л/(с·м<sup>2</sup>);

$t_1$  – продолжительность промывки, по таблице 23 /1/ принимаем  $t_1 = 6 \text{ мин} = 0,1 \text{ ч}$ ;

$t_2$  – время простоя фильтра в связи с промывкой, согласно п.6.98 /1/  $t_2 = 0,33 \text{ ч}$  при промывке водой.

Находим количество фильтров на станции по формуле (154):

$$N_{\phi} = 0,5 \cdot \sqrt{406,34} = 10,1 \approx 10 \text{ шт.}$$

Определяем площадь одного фильтра:

$$f_{\phi 1} = \frac{f_{\phi}}{N_{\phi}} = \frac{406,34}{10} = 40,63 \text{ м}^2.$$

Площадь одного фильтра не должна превышать  $100 - 120 \text{ м}^2$ .

Размеры одного фильтра в плане составят:  $b \times l = 6,4 \times 6,4 \text{ м}$ . Тогда фактическая площадь одного фильтра:

$$f_{\phi 1} = 6,4 \cdot 6,4 = 40,96 \text{ м}^2,$$

а фактическая площадь всех фильтров:

$$f_{\phi} = f_{\phi 1} \cdot N_{\phi} = 40,96 \cdot 10 = 409,6 \text{ м}^2.$$

Так как площадь одного фильтра больше  $30 \text{ м}^2$ , то принимаем фильтр с центральным карманом.

## 2) Проверка скоростей фильтрации.

Уточняем скорости фильтрования. Скорость фильтрования при нормальном режиме по формуле (155) составит:

$$V_{н} = \frac{62000 + 3,6 \cdot 2 \cdot 15 \cdot 0,1 \cdot 40,96 \cdot 10}{40,96 \cdot 10 \cdot (24 - 2 \cdot 0,33)} = 6,95 \text{ м/ч},$$

что соответствует рекомендуемому пределу скоростей для данной фильтрующей загрузки ( $V_{н} = 6 - 8 \text{ м/ч}$  – таблица 21 /1/).

Скорость при форсированном режиме согласно формуле (156):

$$V_{\phi} = 6,95 \cdot \frac{10}{10 - 1} = 7,72 \text{ м/ч},$$

где  $N_1$  – количество фильтров, находящихся в ремонте; т.к.  $N_\phi < 20$ , то  $N_1 = 1$ .

Скорость при форсированном режиме, также соответствует рекомендуемому пределу ( $V_\phi = 7 - 9,5$  м/ч – таблица 21 /1/).

### 3) Подбор состава загрузки фильтра.

Согласно заданной загрузки – кварцевый песок ( $d_{\min} / d_{\max} = 0,7 / 1,6$  мм,  $d_{\text{экс}} = 0,8 - 1$  мм) по таблице 21 /1/ принимаем  $H_{\phi c} = 1,4$  м.

Поддерживающий слой – гравий, он имеет общую высоту  $H_{nc} = 0,9$  м и согласно п. 6.104 /1/ – следующую структуру сверху вниз:

диаметр зёрен  $d = 2 - 5$  мм – высота  $h = 0,3$  м;

диаметр зёрен  $d = 5 - 10$  мм – высота  $h = 0,2$  м;

диаметр зёрен  $d = 10 - 20$  мм – высота  $h = 0,2$  м;

диаметр зёрен  $d = 20 - 40$  мм – высота  $h = 0,2$  м.

Общая высота фильтра по формуле (157) составит:

$$H = 1,4 + 0,6 + 2,0 + 0,5 = 4,5 \text{ м,}$$

где  $h_e$  – высота слоя воды над поверхностью слоя загрузки, принимаем  $h_e = 2$  м;

$h_s$  – превышение строительной высоты над расчётным уровнем воды, принимаем  $h_s = 0,5$  м.

### 4) Расчёт распределительной (дренажной) системы.

Распределительная система в фильтрах предназначена как для сбора и отвода фильтрата, так и для равномерного распределения промывной воды по площади фильтра.

Принимаем распределительную систему большого сопротивления в виде стальных перфорированных труб.

Определяем расход промывной воды на один фильтр по формуле (158):

$$q_{np} = 40,96 \cdot 15 = 614,4 \text{ л/с} = 0,614 \text{ м}^3/\text{с.}$$

Рассчитываем диаметр входного коллектора по формуле (159):

$$d_{кол} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,614}{3,14 \cdot 1,0}} = 0,88 \text{ м},$$

где  $V_{кол}$  – скорость в начале коллектора, принимаем  $V_{кол} = 1,0$  м/с.

Принимаем стандартный диаметр коллектора  $d_{кол} = 800$  мм и уточняем скорость в коллекторе:

$$V_{кол}^{\phi} = \frac{4 \cdot q_{np}}{\pi \cdot d_{кол}^2} = \frac{4 \cdot 0,614}{3,14 \cdot 0,8^2} = 1,22 \text{ м/с},$$

что соответствует рекомендуемому пределу  $V_{кол} = 0,8 - 1,2$  м/с.

Находим общее количество ответвлений в фильтре по (160):

$$n_{омв} = 2 \cdot \frac{6,4}{0,25} = 51,2 \approx 52 \text{ шт},$$

где  $l_{омв1}$  – расстояние между ответвлениями, принимаем  $l_{омв1} = 0,25$  м.

Расход воды на одно ответвление по формуле (161) составит:

$$q_{омв} = \frac{0,614}{52} = 0,012 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Определяем диаметр одного ответвления:

$$d_{омв} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,012}{3,14 \cdot 1,8}} = 0,09 \text{ м},$$

где  $V_{омв}$  – скорость движения воды в ответвлении, принимаем  $V_{омв} = 1,8$  м/с.

Принимаем стандартный диаметр  $d_{омв} = 90$  мм и уточняем фактическую скорость в ответвлении:

$$V_{омв}^{\phi} = \frac{4 \cdot q_{омв}}{\pi \cdot d_{омв}^2} = \frac{4 \cdot 0,012}{3,14 \cdot 0,09^2} = 1,89 \text{ м/с},$$

что соответствует рекомендуемому пределу  $V_{омс} = 1,6 - 2,0$  м/с.

Длина каждого ответвления по (162) составит:

$$l_{омс} = \frac{6,4 - 0,83}{2} = 2,79 \approx 2,8 \text{ м,}$$

где  $d_{кол}^н$  – наружный диаметр коллектора,  $d_{кол}^н = 0,83$  м.

В скорых фильтрах с центральным карманом ответвления примыкают к его нижнему отделению коллектора.

В нижней части ответвления располагают отверстия в шахматном порядке под углом  $45^\circ$  к низу от вертикали.

Отношение площади всех отверстий к рабочей площади фильтра должно составлять  $0,25 - 0,5\%$ , тогда суммарная площадь отверстий составит:

$$\sum f_o = f_{\phi 1} \cdot (0,0025 \div 0,0050) = 40,96 \cdot 0,0025 = 0,1024 \text{ м}^2.$$

Принимаем диаметр одного отверстия  $d_o = 12$  мм, при этом площадь одного отверстия:

$$f_o = \frac{\pi \cdot d_o^2}{4} = \frac{3,14 \cdot 0,012^2}{4} = 1,13 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2.$$

Общее количество отверстий в распределительной системе фильтра:

$$n_o = \sum f_o / f_o = 0,1024 / (1,13 \cdot 10^{-4}) = 906,2 \approx 906 \text{ шт.}$$

Количество отверстий, приходящихся на одно ответвление:

$$n_o^{омс} = n_o / n_{омс} = 906 / 52 = 17,4 \approx 18 \text{ шт.}$$

Тогда расстояние между отверстиями:

$$l_o = l_{омс} / n_o^{омс} = 2,8 / 18 = 0,155 \text{ м} \approx 160 \text{ мм.}$$

Расстояние между осями отверстий должно быть в пределах  $150 - 200$  мм.

Для удаления воздуха из трубопровода, подающего воду на промывку, в местах повышения распределительной системы следует предусматривать установку воздушников диаметром  $75 - 150$  мм, с автоматическим устройством для выпуска воздуха. На коллекторе фильтра также необходимо



предусматривать стояки-воздушники диаметром 50 – 75 мм, при площади фильтра до 50 м<sup>2</sup> устанавливают один воздушник, при большей площади – два (в начале и конце коллектора). Они также оборудуются устройствами для выпуска воздуха.

5) Расчёт устройств для сбора и отвода воды при промывки фильтра.

Сбор и отвод загрязнённой воды при промывке фильтров осуществляется с помощью желобов, размещаемых над поверхностью фильтрующей загрузки.

Количество желобов  $n_{ж}$  определяем из условия расстояния между их осями не более 2,2 м. Так как длина фильтра составляет 6,4 м, то принимаем количество желобов – 3 шт.

Уточняем расстояние между желобами:

$$l_{ж} = l / n_{ж} = 6,4 / 3 \approx 2,1 \text{ м.}$$

Определяем расход промывной воды на один желоб по формуле (163):

$$q_{ж} = \frac{0,614}{3} = 0,205 \text{ м}^3/\text{с.}$$

Ширину желоба находим по формуле (164):

$$B_{ж} = 2,1 \cdot \sqrt[5]{\frac{0,205^2}{(1,57 + 1,5)^3}} = 0,57 \text{ м,}$$

где  $k$  – коэффициент, принимаем желоб с треугольным основанием – пятиугольного сечения,  $k = 2,1$ ;

$a$  – отношение высоты прямоугольной части желоба к половине его ширины, принимаем  $a = 1,5$ .

Высота прямоугольной части желоба по (165):

$$h_{np} = 0,75 \cdot 0,57 = 0,43 \text{ м.}$$

Полезная высота желоба по формуле (166) составит:

$$h = 1,25 \cdot 0,57 = 0,71 \text{ м.}$$

Конструктивная высота желоба (с учётом толщины стенки) по (167):

$$h_k = 0,71 + 0,08 = 0,79 \text{ м.}$$

Высоту кромки желоба над поверхностью фильтрующей загрузки определяем по формуле (168):

$$H_{жс} = \frac{1,4 \cdot 30}{100} + 0,3 = 0,72 \text{ м,}$$

где  $e$  – относительное расширение фильтрующей загрузки, согласно принятой фильтрующей загрузки по таблице 23 /1/ принимаем  $e = 30\%$ .

Так как  $H_{жс} < h_{к}$ , то принимаем:

$$H_{жс} = h_{к} + (0,05 \div 0,06) = 0,79 + 0,05 = 0,84 \text{ м.}$$

#### 6) Расход промывной воды.

Расход воды на промывку фильтра определяем по формуле (169):

$$p = \frac{15 \cdot 40,96 \cdot 10 \cdot 6 \cdot 60}{2583,33 \cdot 11,4 \cdot 1000} \cdot 100 = 7,51\%,$$

где  $q$  – часовая производительность станции,

$$q = Q_{\text{полезн}} / 24 = 2583,33 \text{ м}^3/\text{ч};$$

$T_p$  – продолжительность работы фильтра между двумя промывками, определяем по формуле (170):

$$T_p = 12 - (0,1 + 0,33 + 0,17) = 11,4 \text{ ч,}$$

где  $T_o$  – продолжительность рабочего фильтроцикла, принимаем  $T_o = 12$  ч;

$t_3$  – продолжительность сброса первого фильтрата в сток,  $t_3 = 0,17$  ч.

#### 7) Расчёт сборного кармана (канала).

Загрязнённая промывная вода из желобов фильтра свободно изливается в сборный карман, откуда отводится в сток. При отводе промывной воды с фильтра, сборный карман должен предотвращать создание подпора на выходе воды из желоба.

Определяем расстояние от дна желоба до дна сборного кармана по формуле (171):

$$h_{\text{кан}} = 1,73 \cdot \sqrt[3]{\frac{0,614^2}{9,81 \cdot 0,9^2}} + 0,2 = 0,83 \approx 0,8 \text{ м},$$

где  $b_{\text{кан}}$  – минимальная допустимая ширина кармана, принимаем  $b_{\text{кан}} = 0,9 \text{ м}$  ( $b_{\text{кан}}$  должна быть не менее диаметра трубопровода, отводящего промывную воду из фильтра, т.к. конец данного трубопровода заделывается в железобетонной стенке канала).

Площадь поперечного сечения канала по формуле (172) составит:

$$f_{\text{кан}} = 0,9 \cdot 0,8 = 0,72 \text{ м}^2.$$

При этом скорость движения воды в конце сборного канала по (173):

$$V_{\text{кан}} = \frac{0,614}{0,72} = 0,85 \text{ м/с}.$$

Рекомендуемая скорость в канале:  $V_{\text{кан}} \geq 0,8 \text{ м/с}$ .

#### 8) Определение диаметров трубопроводов.

Диаметры трубопроводов, подводящих и отводящих воду от фильтра, определяем по /4/ по величине соответствующих расходов и рекомендуемых скоростей движения воды.

Таблица – Расчёт трубопроводов станции фильтрования

Назначение трубопровода	Расход воды, л/с	Расчётная скорость, м/с	Диаметр трубопровода, мм	Рекомендуемая скорость, м/с
Подача осветляемой воды на все фильтры	720	1,12	900	0,8 – 1,5
Подача осветляемой воды на один фильтр	80	1,05	300	0,8 – 1,5
Подача фильтрата в резервуар чистой воды (со всех фильтров)	720	1,42	800	1,0 – 1,5
Подача промывной воды в распределительную систему	615	1,57	700	1,5 – 2,0
Отвод промывной воды по сборному каналу	615	0,96	900	0,8 – 2,0
Отвод первого фильтрата с одного фильтра	80	1,05	300	1,0 – 1,5

Расход в трубопроводах подачи осветляемой воды на все фильтры и подачи фильтрата в резервуар чистой воды (со всех фильтров):

$$Q_{\text{полезн}} = 62000 \text{ м}^3/\text{сут} = 717,6 \text{ л/с} \approx 720 \text{ л/с};$$

Расход в трубопроводах подачи осветляемой воды на один фильтры и отвода первого фильтрата с одного фильтра (размеры трубопроводов и каналов, обслуживающий каждый фильтр, необходимо принимать из условия форсированного режима работы, т.е. при выключении одного фильтра на промывку):

$$720/(N_{\phi} - 1) = 720/(10 - 1) = 80 \text{ л/с};$$

Расход в трубопроводах подачи промывной воды в распределительную систему и отвода промывной воды по сборному каналу:

$$q_{np} = 614,4 \text{ л/с} \approx 615 \text{ л/с.}$$

9) Определение потерь напора при промывке фильтра.

Потери напора в фильтре складываются из следующих величин:

Потери напора в распределительной системе определяем по формуле (174):

$$h_{pc} = 53,86 \cdot \frac{1,22^2}{2 \cdot 9,81} + \frac{1,89^2}{2 \cdot 9,81} = 4,268 \text{ м,}$$

где  $\xi_{кол}$  – коэффициент сопротивления коллектора, определяем по формуле (84):

$$\xi = \frac{2,2}{0,204^2} + 1 = 53,86,$$

где  $k_n$  – коэффициент перфорации:

$$k_n = \frac{n_o \cdot f_o}{\pi \cdot d_{кол}^2 / 4} = \frac{906 \cdot 1,13 \cdot 10^{-4}}{3,14 \cdot 0,8^2 / 4} = 0,204.$$

Потери напора в фильтрующем слое по (175):

$$h_{fc} = (0,76 + 0,017 \cdot 15) \cdot 1,4 = 1,421 \text{ м,}$$

где  $a$  и  $b$  – параметры для песка, при крупности зёрен 0,5 – 1,0 мм:  $a = 0,76$ ,  $b = 0,017$ .

Потери напора в поддерживающих гравийных слоях по (176):

$$h_{nc} = 0,022 \cdot 15 \cdot 0,9 = 0,297 \text{ м.}$$

Потери в трубопроводе, подводящем промывную воду к общему коллектору по (177) ( $q = 615 \text{ л/с}$ ,  $d = 700 \text{ мм}$ ;  $V = 1,57 \text{ м/с}$ ;  $i = 4,15 \cdot 10^{-3}$ ):

$$h_{np} = 4,15 \cdot 10^{-3} \cdot 100 = 0,415 \text{ м,}$$

где  $l_{np}$  – длина отводящего трубопровода, принимаем  $l_{np} = 100 \text{ м}$ .

Потери напора на образование скорости во всасывающем и напорном трубопроводах насоса промывной воды оп-

ределяем по формуле (178) (скорость в патрубках насоса  $d = 450$  мм составит  $V_n = 1,93$  м/с):

$$h_n = \frac{1,93^2}{2 \cdot 9,81} = 0,190 \text{ м.}$$

Потери напора на местные сопротивления в фасонных частях и арматуре по (179):

$$h_{mc} = (2 \cdot 0,984 + 0,260 + 0,500 + 0,920) \cdot \frac{1,93^2}{2 \cdot 9,81} = 0,693 \text{ м}$$

где количество колен принимаем два, задвижку – одну, вход во всасывающую трубу – один, тройник – один.

Определяем суммарные потери напора при промывке скорого фильтра по (180):

$$\sum h = 4,268 + 1,421 + 0,297 + 0,415 + 0,190 + 0,693 = 7,284 \text{ м.}$$

Определяем геометрическую высоту подъёма воды от дна резервуара чистой воды до верхней кромки желобов над фильтром по формуле (181):

$$h_z = 0,84 + 1,4 + 0,9 + 4,5 = 7,64 \text{ м,}$$

где  $H_{pчв}$  – глубина воды в резервуаре чистой воды, принимаем  $H_{pчв} = 4,5$  м.

Необходимый напор промывного насоса согласно формуле (182) составит:

$$H = 7,64 + 7,284 + 1,5 = 16,424 \text{ м,}$$

где  $h_3$  – запас напора (на первоначальное загрязнение фильтра),  $h_3 = 1,5$  м.

Производительность промывных насосов определяем по формуле (183):

$$Q = 15 \cdot 40,96 = 614,4 \text{ л/с} = 2211,84 \text{ м}^3/\text{ч.}$$

По таблице V.25 /3/ принимаем два одновременно действующих насоса марки Д 1250-65 (12НДс). Параметры каждого насоса: подача  $Q_n = 1150 \text{ м}^3/\text{ч} = 319,4 \text{ л/с}$ ; напор  $H = 57$  м; мощность электродвигателя  $N = 250$  кВт.

10) В нижней части фильтра для полного опорожнения фильтра предусматриваем трубопровод диаметром 200 мм, входное отверстие которого защищают сеткой или решёткой. Также выполняем уклон дна фильтра 0,005 в направлении сбросного трубопровода.

## 8.2 Скорые фильтры с водо-воздушной промывкой

Водовоздушная промывка применяется при промывке фильтров с загрузкой из кварца, мраморной крошки, горелых пород и других материалов с плотностью зёрен не менее  $2500 \text{ кг/м}^3$ .

При водовоздушной промывке фильтров с поддерживающими слоями устраивают отдельные трубчатые системы для подачи воды и воздуха. При этом трубы ответвлений распределительной системы для сжатого воздуха целесообразно укладывать между ответвлениями распределительной системы для воды.

В скорых фильтрах без поддерживающих слоёв при водо-воздушной промывке применяют железобетонные дренажные плиты с ввернутыми колпачками со щелевыми отверстиями. Плиты уложены над поддренным пространством на колосниковые балки. Колпачки могут быть изготовлены из пластмассы, фарфора, нержавеющей стали. Их закрепляют в промежуточном (ложном) днище фильтра. Наибольшее применение находят длинноствольные пластмассовые колпачки типа В-1. Они позволяют равномерно распределять одновременно воздух и воду, в их верхней части имеются щели, равномерно расположенные по цилиндрической поверхности, их нижние части выполнены в виде полого ствола с узкой щелью шириной 1 – 1,5 мм и высотой порядка 50 – 60 мм.

Режим трёхэтапной водо-воздушной промывки следующий: 1 этап – продувка воздухом для взрыхления с интенсивностью  $15 - 20 \text{ л/(с}\cdot\text{м}^2)$  в течении 1 – 2 мин; 2 этап – совместная водо-воздушная промывка с интенсивностью подачи воздуха  $15 - 20 \text{ л/(с}\cdot\text{м}^2)$  и воды  $2,5 - 3,5 \text{ л/(с}\cdot\text{м}^2)$  в течении 4 – 7

мин; 3 этап – отмывка водой с интенсивностью подачи воды 5 – 7 л/(с·м<sup>2</sup>) в течение 5 – 7 мин.

Порядок расчёта скорого фильтра с водо-воздушной промывкой с воздухораспределительной системой из длинноствольных колпачков, ввёрнутых в железобетонные плиты следующий:

1) Определение площади и размеров фильтра.

Определяют необходимую площадь фильтров:

$$f_{\phi} = \frac{Q_{\phi} + Q_{\kappa} + Q_{\omega} + Q_{Cl_2}}{T \cdot V_n - 3,6 \cdot n \cdot \omega_1 \cdot t_1 - 3,6 \cdot n \cdot \omega_2 \cdot t_2 - n \cdot t_3 \cdot V_n}, \quad (184)$$

где  $Q_{\phi}$  – полезная производительность фильтров, м<sup>3</sup>/сут;

$$Q_{\phi} = Q_{\text{полезн}};$$

$Q_{\kappa}$  – расход воды для приготовления раствора коагулянта, м<sup>3</sup>/сут:

$$Q_{\kappa} = \frac{D_{\kappa} \cdot (100 - b) \cdot Q_{\text{полн}}}{b \cdot 10^6}; \quad (185)$$

$Q_{\omega}$  – расход воды для приготовления раствора (суспензии) подщелачивающего реагента, м<sup>3</sup>/сут:

$$Q_{\omega} = \frac{D_{\omega} \cdot (100 - b_{\omega}) \cdot Q_{\text{полн}}}{b_{\omega} \cdot 10^6}; \quad (186)$$

$Q_{Cl_2}$  – расход воды, необходимый для работы хлораторов первичного хлорирования, м<sup>3</sup>/сут:

$$Q_{Cl_2} = 0,0006 \cdot D_{Cl_2}^1 \cdot Q_{\text{полн}}. \quad (187)$$

$\omega_1$  – интенсивность подачи воды во время совместной водо-воздушной промывки фильтра,  $\omega_1 = 2,5 - 3,5$  л/(с·м<sup>2</sup>);

$t_1$  – продолжительность совместной водо-воздушной промывки,  $t_1 = 0,067 - 0,117$  ч;

$\omega_2$  – интенсивность подачи воды на отмывку фильтра,  $\omega_2 = 5 - 7$  л/(с·м<sup>2</sup>);



$t_2$  – продолжительность отмывки водой,

$$t_2 = 0,083 - 0,167 \text{ ч};$$

$t_3$  – время простоя фильтра в связи с промывкой, согласно п.6.98 /1/  $t_3 = 0,5$  ч при водо-воздушной промывке.

Находят количество фильтров по формуле (154), рассчитывают площадь одного фильтра, определяют его размеры в плане (округляя размеры в плане до десятых долей метра) ( $b \times l$ ) и уточняют фактическую площадь одного фильтра  $f_{\phi 1}$  и всех фильтров. Длина фильтра должна соответствовать длине дренажных плит (3 м, 4,5 м, 6 м).

### 2) Проверка скоростей фильтрации.

С учётом фактической площади фильтров уточняют скорость фильтрования при нормальном режиме:

$$V_n = \frac{Q_{\phi} + Q_{\kappa} + Q_{\text{из}} + Q_{Cl_2} + 3,6 \cdot n \cdot f_{\phi} \cdot N \cdot (\omega_1 \cdot t_1 + \omega_2 \cdot t_2)}{f_{\phi} \cdot N \cdot (T - n \cdot t_3)}. \quad (188)$$

Скорость при форсированном режиме уточняют по формуле (156).

Полученные  $V_n$  и  $V_{\phi}$  сравнивают с допускаемыми значениями по таблице 21 /1/. Превышение допустимых скоростей возможно в размере не более 5%.

При выключении части фильтров на промывку скорость фильтрования не должна превышать  $V_{\phi}$ . При работе фильтров с постоянной скоростью фильтрования следует предусматривать над нормальным уровнем воды в фильтре, дополнительную высоту, которая определяется по формуле (131).

### 3) Подбор состава загрузки фильтра.

Подбирают состав фильтрующей загрузки и поддерживающего слоя аналогично расчёту скорого фильтра с промывкой водой.

### 4) Расчёт распределительной (дренажной) системы.

Определяют количество дренажных колпачков на один фильтр:

$$n_{\kappa}^{\phi} = 44,4 \cdot f_{\phi 1}. \quad (189)$$

Ширина дренажных плит – 450 мм, рекомендуемые длины дренажных плит – 3 м, 4,5 м, 6 м. На каждой плите имеется три ряда отверстий, в которые замонтированы на расстоянии 150 мм друг от друга закладные муфты для ввёртывания в них дренажных колпачков, расстояние между соседними рядами отверстий составляет 150 мм. Количество колпачков на плите каждого типоразмера  $n_{\kappa}^{nl} = 60, 90$  и 120 шт.

Определяют количество колпачков, установленных на одной плите:

$$n_{\kappa}^{nl} = \frac{l}{0,15} \cdot 3. \quad (190)$$

Количество плит в фильтре:

$$n_{nl} = \frac{n_{\kappa}^{\phi}}{n_{\kappa}^{nl}}. \quad (191)$$

Уточняют общее количество колпачков:

$$n_{\kappa} = n_{\kappa}^{nl} \cdot n_{nl}. \quad (192)$$

В фильтрах с центральным каналом дренажные плиты в отделении укладываются на колосниковые балки, перпендикулярно центральному каналу.

При выборе размера плит рекомендуется руководствоваться соотношением между шириной и длиной фильтра 0,7 – 1,3.

Максимальный расход промывной воды определяют по формуле:

$$q_{np} = f_{\phi 1} \cdot \omega_2. \quad (193)$$

Рассчитывают расход на одну распределительную трубу:

$$q_{np1} = \frac{q_{np}}{n_{mp}}, \quad (194)$$

где  $n_{mp}$  – количество распределительных труб,  $n_{mp} = n_{nl}$ .

Определяют диаметр распределительной трубы:

$$d_{mp} = \sqrt{\frac{4 \cdot q_{np1}}{\pi \cdot V_{mp}}}, \quad (195)$$

где  $V_{mp}$  – скорость движения воды в начале распределительной трубы,  $V_{mp} = 1,5 - 2,0$  м/с.

Принимают стандартный диаметр распределительной трубы и уточняют скорость в ней.

В нижней части распределительной трубы располагают отверстия в шахматном порядке под углом  $45^\circ$  к низу от вертикали.

Отношение площади всех отверстий к рабочей площади фильтра должно составлять  $0,18 - 0,22\%$ . Диаметр одного отверстия принимают  $d_o = 10 - 12$  мм. Определяют общее количество отверстий на одной распределительной трубе и расстояние между отверстиями на одной образующей. Расстояние между осями отверстий должно быть в пределах  $120 - 160$  мм.

В верхней части стенки, отделяющей боковой (центральный) канал от подренного пространства, устраивают отверстия для пропуска воздуха в подренное пространство (по одному отверстию на каждую секцию пространства, образованную двумя соседними колосниковыми балками и перекрытую дренажной плитой).

Диаметр отверстий для выпуска воздуха:

$$d_o^e = \sqrt{\frac{4 \cdot \omega_e \cdot f_{\phi 1}}{\pi \cdot n_{mp} \cdot V_o^e}}, \quad (196)$$

где  $\omega_e$  – интенсивность подачи воздуха,

$$\omega_e = 15 - 20 \text{ л}/(\text{с} \cdot \text{м}^2);$$

$V_o^e$  – скорость движения воздуха в отверстии,

$$V_o^e = 10 - 15 \text{ м/с}.$$

Расстояние от нижней образующей отверстия для пропуска промывной воды до дна фильтра принимается 70 – 80 мм. Расстояние по вертикали между верхней кромкой отверстия для пропуска промывной воды и нижней кромкой отверстия для пропуска воздуха в поддренное пространство принимается по конструктивным соображениям не менее 250 мм.

5) Расчёт устройств для сбора и отвода воды при промывке фильтра.

При водо-воздушной промывке применяется система горизонтального отвода промывной воды. Промывная воды с загрязнениями горизонтально направляется в сборный карман и отводится в сток. Во избежание выноса песка в карман над загрузкой устраивается пескоулавливающий желоб с наклонными стенками. В нижней части желоба имеется продольная щель шириной 15 – 20 мм для возврата задержанного песка.

Водосливная стенка должна устраиваться под углом  $45^\circ$  в сторону канала, отбойная стенка располагается перпендикулярно водосливной. Верхняя кромка отбойной стенки должна быть ниже верхней кромки водосливной на 20 – 25 мм.

Нижняя кромка водосливной стенки должна быть на 30 – 40 мм перекрывать нижнюю кромку отбойной стенки.

Нижнюю кромку водосливной стенки надлежит принимать на 50 – 100 мм выше поверхности фильтрующей загрузки.

Направляющий выступ устанавливается под углом  $45^\circ$  к поверхности загрузки.

Расход промывной воды на 1 м водослива:

$$q_{np}^e = \omega_2 \cdot l. \quad (197)$$

Конструктивные размеры устройства горизонтального отвода промывной воды определяют в зависимости от расхода  $q_{np}^e$  по таблице 4.

Таблица 4 – Характеристика системы горизонтального отвода промывной воды

Высотное расположение конструкций элементов системы, мм	Расход воды на 1 м длины водослива, л/(с·м)			
	10	15	20	25
Разность отметок верхней и нижней кромок водосливной стенки $H_1$	170	210	260	320
Разность отметок между верхними кромками стенок $\nabla$	20	20	20	25

6) Расчёт сборного кармана (канала).

Распределение воды, поступающей в фильтр, и сбор промывной воды осуществляется верхней частью канала. Расстояние от верхней кромки водосливной стенки до дна верхней части бокового (центрального) канала определяется по формуле (171). Ширина канала  $b_{кан}$  принимается не менее 0,7 м.

Боковой или центральный канал имеют глухое промежуточное днище, отделяющее его верхнюю часть, предназначенную для сбора промывной воды, от нижней части, предназначенной для сбора фильтрата, распределения сжатого воздуха и промывной воды. Высота нижней части в свету должна быть не менее 0,7 – 0,8 м.

Площадь поперечного сечения канала находят по формуле (172), а скорость движения воды в конце сборного канала по (173).

7) Определение диаметров трубопроводов.

Диаметры трубопроводов, подводящих и отводящих воду от фильтра, определяются по /4/ по величине соответствующих расходов и скорости движения воды 0,8 – 1,5 м/с.

8) Определение потерь напора при промывке фильтра.

Потери напора в фильтре складываются из следующих величин:

Водо-воздушная промывка.

Потери напора в распределительной системе:

$$h_{pc} = 5 \cdot \frac{V_{щ}^2}{2 \cdot g}, \quad (198)$$

где  $V_{щ}$  – скорость движения водо-воздушной смеси через щели колпачка, скорость в щелях колпачков должна быть  $V_{щ} \geq 1,5$  м/с:

$$V_{щ} = \frac{q_{см}^к}{f_к}, \quad (199)$$

где  $f_к$  – площадь щелей в каждом колпачке,

$$f_к = 192 \text{ мм}^2 = 1,92 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2;$$

$q_{см}^к$  – расход водо-воздушной смеси через один колпачок, м<sup>3</sup>/с:

$$q_{см}^к = q_к + q_г, \quad (200)$$

где  $q_к$  – расход водо-воздушной смеси через один колпачок, м<sup>3</sup>/с:

$$q_к = \frac{\omega_1 \cdot f_{\phi 1}}{n_к}; \quad (201)$$

$q_г$  – расход воздуха через один колпачок, м<sup>3</sup>/с:

$$q_г = q_г^н \cdot \frac{H_{атм}}{H_{атм} + 2 \cdot (H_{\phi c} + h_г)}, \quad (202)$$

где  $q_г^н$  – расход воздуха при водо-воздушной промывке, м<sup>3</sup>/с:

$$q_г^н = \frac{\omega_г \cdot f_{\phi 1}}{n_к}; \quad (203)$$

$H_{атм}$  – напор при выходе в атмосферу,  $H_{атм} = 10,333$  м;

$h_г$  – высота слоя воды, м:

$$h_г = H_1 + h_{сн}^н + H_{водосл}, \quad (204)$$

где  $h_{сн}^н$  – расстояние от нижней кромки водосливной стенки выше поверхности фильтрующей загрузки,

$$h_{сн}^н = 50 - 100 \text{ мм};$$

$H_{\text{водосл}}$  – превышение уровня воды в фильтре при промывке над гребнем водосливной стенки, м:

$$H_{\text{водосл}} = \sqrt[3]{\left(\frac{q_6}{\mu \cdot b \cdot \sqrt{2 \cdot g}}\right)^2}, \quad (205)$$

где  $q_6$  – расход воздуха при промывке, м<sup>3</sup>/с:

$$q_6 = \omega_1 \cdot f_{\phi 1}; \quad (206)$$

$\mu$  – коэффициент расхода,  $\mu = 0,4$ ;

$b$  – ширина водослива, ширина водослива равна ширине фильтра.

Потери напора в фильтрующем слое определяют аналогично формуле (175):

$$h_{\phi c} = [a + b \cdot (\omega_6 + \omega_1)] \cdot H_{\phi c}. \quad (207)$$

Потери в трубопроводе, подводящем водо-воздушную смесь определяют по формуле (177), где диаметр трубопровода принимают по расходу  $q_6$  и  $V_{np} \leq 1,5$  м/с.

Потери напора на местные сопротивления в фасонных частях и арматуре определяют по формуле (179), где скорость принимают  $V_{np}$ .

Суммарные потери напора при водо-воздушной промывке скорого фильтра:

$$\sum h = h_{pc} + h_{\phi c} + h_{mp} + h_{mc}. \quad (208)$$

Геометрическая высота подъёма воды при водо-воздушной промывки:

$$h_{z1} = H_{pчв} + h_z. \quad (209)$$

Необходимый напор промывного насоса при водо-воздушной промывке составит:

$$H_1 = h_{z1} + \sum h. \quad (210)$$

### Промывка водой.

Потери напора в распределительной системе определяют по формуле (198), где скорость движения воды в щелях колпачков составляет:

$$V_{\text{ц}} = \frac{q_{\kappa}^{\text{вод}}}{f_{\kappa}}, \quad (211)$$

где  $q_{\kappa}^{\text{вод}}$  – расход воды в колпачке при промывке водой, м<sup>3</sup>/с:

$$q_{\kappa}^{\text{вод}} = \frac{\omega_2 \cdot f_{\phi 1}}{n_{\kappa}}. \quad (212)$$

Потери напора в фильтрующем слое определяют аналогично формуле (175):

$$h_{\phi c} = (a + b \cdot \omega_2) \cdot H_{\phi c}. \quad (213)$$

Потери в трубопроводе, подводящем промывную воду определяют по формуле (177), где диаметр трубопровода принимают по расходу  $q_{np}$  и  $V_{np} \leq 1,5$  м/с.

Потери напора на местные сопротивления в фасонных частях и арматуре определяют по формуле (179), где скорость принимают  $V_{np}$ .

Суммарные потери напора при промывке водой:

$$\sum h = h_{pc} + h_{\phi c} + h_{mp} + h_{mc}. \quad (214)$$

Геометрическая высота подъёма воды при промывке водой больше, чем при водо-воздушной промывки на величину разности соответствующих напоров на водосливе:

$$h_{22} = h_{31} + H_{\text{водосл}2} - H_{\text{водосл}1}, \quad (215)$$

где  $H_{\text{водосл}2}$  определяют по формуле (206) и расходу  $q_{np}$ .

Необходимый напор промывного насоса при промывке водой составит:

$$H_2 = h_{22} + \sum h. \quad (216)$$

Выбор марки насоса производят по наибольшему напору ( $H_1$  или  $H_2$ ). Производительность промывных насосов определяют по формуле:

$$Q_n = \omega_2 \cdot f_{\phi 1}. \quad (217)$$

По таблице V.25 /3/ подбирают марку промывного насоса.

## 9) Подбор воздухоподувки.



Выбор марки воздухоудвки производится по максимальной производительности и максимальному давлению, которое приблизительно равно давлению промывной воды перед входом в фильтр.

Определяют необходимую производительность воздухоудвки:

$$q_{\text{возд}} = 0,06 \cdot \omega_g \cdot f_{\phi 1}. \quad (218)$$

Давление, развиваемое воздухоудвкой:

$$P_{\text{возд}} \geq \frac{H_n}{102}, \quad (219)$$

где  $H_n$  – максимальный напор промывного насоса, м.

Подбор воздухоудвки производят по таблице V.30 /3/ или таблице ПЗ Приложения.

Диаметр трубопровода, подводящего воздух определяют по формуле:

$$d_g = \sqrt{\frac{4 \cdot q_g}{\pi \cdot V_g}}, \quad (220)$$

где  $q_g$  – расход воздуха, м<sup>3</sup>/с:

$$q_g = \omega_g \cdot f_{\phi 1}; \quad (221)$$

$V_g$  – скорость движения воздуха в трубе,  $V_g = 15 - 20$  м/с.

Принимают стандартный диаметр и уточняют скорость воздуха в трубопроводе.

10) В нижней части фильтра предусматривают трубопровод диаметром 100 – 200 мм, входное отверстие которого защищают сеткой или решёткой для полного опорожнения фильтра. Также делают уклон дна фильтра 0,005 в направлении сбросного трубопровода.

**Пример 13.** Рассчитать скорый безнапорный фильтр с загрузкой из горелых пород ( $d_{\text{min}}/d_{\text{max}} = 0,5/1,2$  мм,  $d_{\text{экс}} = 0,8$  мм). Режим промывки – водовоздушный. Полезная производительность очистной станции  $Q_{\text{полезн}} = 43\,000$  м<sup>3</sup>/сут,

доза коагулянта  $D_k = 35 \text{ г/м}^3$ , концентрация раствора коагулянта  $b = 5\%$ , доза подщелачивающего реагента  $D_{щ} = 6,3 \text{ г/м}^3$ , концентрация раствора извести  $b_u = 5\%$ , доза хлора при первичном хлорировании  $D_{Cl_2} = 6 \text{ г/м}^3$ . Станция работает круглосуточно.

1) Определение площади и размеров фильтра.

Необходимую площадь фильтров находим по формуле (184):

$$f_{\phi} = \frac{43000 + 29,74 + 5,35 + 160,99}{24 \cdot 8 - 3,6 \cdot 2 \cdot 3 \cdot 0,083 - 3,6 \cdot 2 \cdot 6 \cdot 0,083 - 2 \cdot 0,33 \cdot 8} = 238,20 \text{ м}^2,$$

где  $Q_k$  – расход воды для приготовления раствора коагулянта, определяем по формуле (185):

$$Q_k = \frac{35 \cdot (100 - 5) \cdot 44720}{5 \cdot 10^6} = 29,74 \text{ м}^3/\text{сут};$$

где  $Q_{полн}$  рассчитываем по формуле (1):

$$Q_{полн} = 43000 + 0,04 \cdot 43000 = 44720 \text{ м}^3/\text{сут};$$

$Q_{щ}$  – расход воды для приготовления раствора (суспензии) подщелачивающего реагента, определяем по формуле (186):

$$Q_{щ} = \frac{6,3 \cdot (100 - 5) \cdot 44720}{5 \cdot 10^6} = 5,35 \text{ м}^3/\text{сут};$$

$Q_{Cl_2}$  – расход воды, необходимый для работы хлораторов первичного хлорирования рассчитываем по формуле (187):

$$Q_{Cl_2} = 0,0006 \cdot 6 \cdot 44720 = 160,99 \text{ м}^3/\text{сут};$$

$T$  – продолжительность работы станции в течении суток,  $T = 24 \text{ ч};$

$V_n$  – расчётная скорость фильтрования при нормальном режиме эксплуатации, для заданной загрузки (горелые породы  $d_{\min} / d_{\max} = 0,5 / 1,2 \text{ мм}$ ,  $d_{экс} = 0,8 \text{ мм}$ ) по таблице П9 Приложения принимаем  $V_n = 8 \text{ м/ч};$

$n$  – количество промывок одного фильтра в сутки при нормальном режиме эксплуатации,  $n = 2$ ;

$\omega_1$  – интенсивность подачи воды во время совместной водо-воздушной промывки фильтра,  $\omega_1 = 3 \text{ л}/(\text{с}\cdot\text{м}^2)$ ;

$t_1$  – продолжительность совместной водо-воздушной промывки,  $t_1 = 0,083 \text{ ч}$ ;

$\omega_2$  – интенсивность подачи воды на отмывку фильтра,  $\omega_2 = 7 \text{ л}/(\text{с}\cdot\text{м}^2)$ ;

$t_2$  – продолжительность отмывки водой,  $t_2 = 0,083 \text{ ч}$ ;

$t_3$  – время простоя фильтра в связи с промывкой, согласно п.6.98 /1/  $t_3 = 0,5 \text{ ч}$  при водо-воздушной промывке.

Находим количество фильтров на станции по формуле (154):

$$N_\phi = 0,5 \cdot \sqrt{238,20} = 7,7 \approx 8 \text{ шт.}$$

Определяем площадь одного фильтра:

$$f_{\phi 1} = \frac{f_\phi}{N_\phi} = \frac{238,20}{8} = 29,78 \text{ м}^2.$$

Площадь одного фильтра не должна превышать  $100 - 120 \text{ м}^2$ .

Принимаем размеры одного фильтра в плане составят:  $b \times l = 6,6 \times 4,5 \text{ м}$ . Тогда фактическая площадь одного фильтра:

$$f_{\phi 1} = 6,6 \cdot 4,5 = 29,70 \text{ м}^2,$$

а фактическая площадь всех фильтров:

$$f_\phi = f_{\phi 1} \cdot N_\phi = 29,70 \cdot 8 = 237,60 \text{ м}^2.$$

Так как площадь одного фильтра меньше  $30 \text{ м}^2$ , то принимаем фильтр с боковым сборным карманом.

## 2) Проверка скоростей фильтрации.

С учётом фактической площади фильтров уточняем скорость фильтрования при нормальном режиме по формуле (188):

$$V_n = \frac{43000 + 29,74 + 5,35 + 160,99}{29,7 \cdot 8 \cdot (24 - 2 \cdot 0,33)} + \frac{3,6 \cdot 2 \cdot 29,7 \cdot 8 \cdot (3 \cdot 0,083 + 6 \cdot 0,083)}{29,7 \cdot 8 \cdot (24 - 2 \cdot 0,33)} = 8,02 \text{ м/ч},$$

что отвечает допустимой  $V_n = 8 \text{ м/с}$ .

Скорость при форсированном режиме уточняем по формуле (156):

$$V_\phi = 8,02 \cdot \frac{8}{8-1} = 9,16 \text{ м/ч},$$

что не превышает допустимую скорость  $V_\phi = 10 \text{ м/ч}$ .

### 3) Подбор состава загрузки фильтра.

Состав загрузки – горелые породы. Размеры зёрен:  $d_{\min} / d_{\max} = 0,5 / 1,2 \text{ мм}$ ,  $d_{\text{эке}} = 0,8 \text{ мм}$ . Высоту фильтрующего слоя согласно таблице П9 Приложения принимаем  $H_{\phi c} = 0,8 \text{ м}$ .

### 4) Расчёт распределительной (дренажной) системы.

Определяем количество дренажных колпачков на один фильтр по формуле (189):

$$n_\kappa^\phi = 44,4 \cdot 29,7 = 1318,68 \approx 1319 \text{ шт.}$$

Ширина дренажных плит – 450 мм, длина плиты – 4,5 м. На каждой плите имеется три ряда отверстий, в которые замонтированы на расстоянии 150 мм друг от друга закладные муфты для ввёртывания в них дренажных колпачков, расстояние между соседними рядами отверстий составляет 150 мм.

Определяем количество колпачков, установленных на одной плите по формуле (190):

$$n_\kappa^{nl} = \frac{4,5}{0,15} \cdot 3 = 90 \text{ шт.}$$

Количество плит в фильтре по формуле (191) составит:

$$n_{nl} = \frac{1319}{90} = 14,6 \approx 15 \text{ шт.}$$

Уточняют общее количество колпачков по (192):

$$n_{\kappa} = 90 \cdot 15 = 1350 \text{ шт.}$$

Максимальный расход промывной воды определяем по формуле (193):

$$q_{np} = 29,7 \cdot 6 = 178,2 \text{ л/с} = 0,1782 \text{ м}^3/\text{с.}$$

Расчитывают расход на одну распределительную трубу по (194):

$$q_{np1} = \frac{0,1782}{15} = 0,012 \text{ м}^3/\text{с},$$

где  $n_{mp}$  – количество распределительных труб,

$$n_{mp} = n_{nl} = 15 \text{ шт.}$$

Определяем диаметр распределительной трубы по формуле (195):

$$d_{mp} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,012}{3,14 \cdot 1,7}} = 0,09 \text{ м},$$

где  $V_{mp}$  – скорость движения воды в начале распределительной трубы, принимаем  $V_{mp} = 1,7 \text{ м/с}$ .

Принимают стандартный диаметр распределительной трубы  $d_{mp} = 90 \text{ мм}$  и уточняют скорость в ней:

$$V_{mp} = \frac{4 \cdot 0,012}{3,14 \cdot 0,09^2} = 1,88 \text{ м/с},$$

что соответствует рекомендуемому пределу  $V_{mp} = 1,5 - 2,0 \text{ м/с}$ .

В нижней части распределительной трубы располагают отверстия в шахматном порядке под углом  $45^\circ$  к низу от вертикали.

Отношение площади всех отверстий к рабочей площади фильтра должно составлять  $0,18 - 0,22\%$ , тогда суммарная площадь отверстий составит:

$$\sum f_o = f_{\phi 1} \cdot (0,0018 \div 0,0022) = 29,7 \cdot 0,0022 = 6,53 \cdot 10^{-2} \text{ м}^2.$$

Принимаем диаметр одного отверстия  $d_o = 10 \text{ мм}$ , при этом площадь одного отверстия:

$$f_o = \frac{\pi \cdot d_o^2}{4} = \frac{3,14 \cdot 0,010^2}{4} = 7,85 \cdot 10^{-5} \text{ м}^2.$$

Общее количество отверстий в распределительной системе фильтра:

$$n_o = \sum f_o / f_o = 6,53 \cdot 10^{-2} / (7,85 \cdot 10^{-5}) = 831,8 \approx 832 \text{ шт.}$$

Количество отверстий, приходящихся на одну распределительную трубу:

$$n_o^{mp} = n_o / n_{mp} = 832 / 15 = 55,5 \approx 56 \text{ шт.}$$

Тогда расстояние между отверстиями:

$$l_o = 2 \cdot l / n_o^{mp} = 2 \cdot 4,5 / 56 = 0,161 \text{ м} \approx 160 \text{ мм.}$$

Расстояние между осями отверстий должно быть в пределах 120 – 160 мм.

В верхней части стенки, отделяющей боковой канал от поддренного пространства, устраивают отверстия для пропуска воздуха в поддренное пространство (по одному отверстию на каждую секцию пространства, образованную двумя соседними колосниковыми балками и перекрытую дренажной плитой).

Диаметр отверстий для выпуска воздуха находим по формуле (196):

$$d_o^e = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,018 \cdot 29,7}{3,14 \cdot 13 \cdot 15}} = 0,059 \text{ м} \approx 60 \text{ мм,}$$

где  $\omega_e$  – интенсивность подачи воздуха, принимаем

$$\omega_e = 18 \text{ л}/(\text{с} \cdot \text{м}^2) = 0,018 \text{ м}^3/(\text{с} \cdot \text{м}^2);$$

$V_o^e$  – скорость движения воздуха в отверстии, принимаем

$$V_o^e = 13 \text{ м}/\text{с.}$$

Расстояние от нижней образующей отверстия для пропуска промывной воды до дна фильтра принимаем 70 мм. Расстояние по вертикали между верхней кромкой отверстия для пропуска промывной воды и нижней кромкой отверстия для пропуска воздуха в поддренное пространство принимается по конструктивным соображениям не менее 250 мм.

### 5) Расчёт устройств для сбора и отвода воды при промывки фильтра.

При водо-воздушной промывке применяется система горизонтального отвода промывной воды. Промывная воды с загрязнениями горизонтально направляется в сборный карман и отводится в сток. Во избежание выноса песка в карман над загрузкой устраивается пескоулавливающий желоб с наклонными стенками. В нижней части желоба имеется продольная щель шириной 20 мм для возврата задержанного песка.

Водосливная стенка должна устраиваться под углом  $45^\circ$  в сторону канала, отбойная стенка располагается перпендикулярно водосливной. Верхняя кромка отбойной стенки должна быть ниже верхней кромки водосливной на 20 мм.

Нижняя кромка водосливной стенки должна быть на 30 мм перекрывать нижнюю кромку отбойной стенки.

Нижнюю кромку водосливной стенки надлежит принимать на 100 мм выше поверхности фильтрующей загрузки.

Направляющий выступ устанавливается под углом  $45^\circ$  к поверхности загрузки.

Расход промывной воды на 1 м водослива рассчитываем по формуле (197):

$$q_{np}^6 = 7 \cdot 4,5 = 31,5 \text{ л/(с}\cdot\text{м}^2\text{)}.$$

Конструктивные размеры устройства горизонтального отвода промывной воды определяют в зависимости от расхода  $q_{np}^6$  по таблице 4: разность отметок верхней и нижней кромок водосливной стенки  $H_1 = 320$  мм, разность отметок между верхними кромками стенок  $\nabla = 25$  мм.

### 6) Расчёт сборного кармана (канала).

Распределение воды, поступающей в фильтр, и сбор промывной воды осуществляется верхней частью канала. Расстояние от верхней кромки водосливной стенки до дна верхней части бокового (центрального) канала определяем по формуле (171):

$$h_{\text{кан}} = 1,73 \cdot \sqrt[3]{\frac{0,1782^2}{9,81 \cdot 0,7^2}} + 0,2 = 0,525 \approx 0,5 \text{ м},$$

где  $b_{\text{кан}}$  – минимальная допустимая ширина кармана, принимаем  $b_{\text{кан}} = 0,7 \text{ м}$ .

Площадь поперечного сечения канала по формуле (172) составит:

$$f_{\text{кан}} = 0,7 \cdot 0,5 = 0,35 \text{ м}^2.$$

При этом скорость движения воды в конце сборного канала по (173):

$$V_{\text{кан}} = \frac{0,1782}{0,35} = 0,51 \text{ м/с}.$$

Боковой канал имеет глухое промежуточное днище, отделяющее его верхнюю часть, предназначенную для сбора промывной воды, от нижней части, предназначенной для сбора фильтрата, распределения сжатого воздуха и промывной воды. Высота нижней части в свету должна быть не менее 0,7 м.

#### 7) Определение диаметров трубопроводов.

Диаметры трубопроводов, подводящих и отводящих воду от фильтра, определяем по /4/ по величине соответствующих расходов и рекомендуемых скоростей движения воды.



Таблица – Расчёт трубопроводов станции фильтрования

Назначение трубопровода	Расход воды, л/с	Расчётная скорость, м/с	Диаметр трубопровода, мм	Рекомендуемая скорость, м/с
Подача осветляемой воды на все фильтры	500	0,98	800	0,8 – 1,5
Подача осветляемой воды на один фильтр	71,5	0,94	300	0,8 – 1,5
Подача фильтрата в резервуар чистой воды (со всех фильтров)	500	1,28	700	1,0 – 1,5
Подача промывной воды в распределительную систему	179	1,73	350	1,5 – 2
Отвод промывной воды по сборному каналу	179	1,06	450	0,8 – 2,0
Отвод первого фильтрата с одного фильтра	71,5	1,33	250	1,0 – 1,5

Расход в трубопроводах подачи осветляемой воды на все фильтры и подачи фильтрата в резервуар чистой воды (со всех фильтров):

$$43000 + 29,74 + 5,35 + 160,99 \text{ м}^3/\text{сут} = 43196,08 \text{ м}^3/\text{сут} = \\ = 499,9 \text{ л/с} \approx 500 \text{ л/с};$$

Расход в трубопроводах подачи осветляемой воды на один фильтры и отвода первого фильтрата с одного фильтра (размеры трубопроводов и каналов, обслуживающий каждый фильтр, необходимо принимать из условия форсированного режима работы, т.е. при выключении одного фильтра на промывку):

$$500 / (N_{\phi} - 1) = 500 / (8 - 1) = 71,4 \text{ л/с} \approx 71,5 \text{ л/с};$$

Расход в трубопроводах подачи промывной воды в распределительную систему и отвода промывной воды по сборному каналу:

$$q_{np} = 178,2 \text{ л/с} \approx 179 \text{ л/с.}$$

8) Определение потерь напора при промывке фильтра.

Потери напора в фильтре складываются из следующих величин:

Водо-воздушная промывка.

Потери напора в распределительной системе определяем по формуле (198):

$$h_{pc} = 5 \cdot \frac{2,0^2}{2 \cdot 9,81} = 1,019 \text{ м,}$$

где  $V_{щ}$  – скорость движения водо-воздушной смеси через щели колпачка, рассчитываем по формуле (199):

$$V_{щ} = \frac{0,384 \cdot 10^{-3}}{1,92 \cdot 10^{-4}} = 2,0 \text{ м/с,}$$

(скорость соответствует рекомендуемому значению  $V_{щ} \geq 1,5 \text{ м/с}$ );

где  $q_{см}^k$  – расход водо-воздушной смеси через один колпачок, по формуле (200) составит:

$$q_{см}^k = 0,066 + 0,318 = 0,384 \text{ л/с} = 0,384 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с,}$$

где  $q_k$  – расход водо-воздушной смеси через один колпачок, находим по формуле (201):

$$q_k = \frac{3 \cdot 29,7}{1350} = 0,066 \text{ л/с;}$$

$q_k^e$  – расход воздуха через один колпачок, по формуле (202) составит:

$$q_k^e = 0,396 \cdot \frac{10,333}{10,333 + 2 \cdot (0,8 + 0,46)} = 0,318 \text{ л/с,}$$

где  $q_g^h$  – расход воздуха при водо-воздушной промывке, определяем по (203):

$$q_g^n = \frac{18 \cdot 29,7}{1350} = 0,396 \text{ л/с};$$

$h_g$  – высота слоя воды, согласно формуле (204) составит:

$$h_g = 0,32 + 0,1 + 0,04 = 0,46 \text{ м}$$

где  $h_{cm}^n$  – расстояние от нижней кромки водосливной стенки выше поверхности фильтрующей загрузки, принимаем  $h_{cm}^n = 100 \text{ мм}$ ;

$H_{водосл}$  – превышение уровня воды в фильтре при промывке над гребнем водосливной стенки, рассчитываем по формуле (205):

$$H_{водосл} = \sqrt[3]{\left(\frac{0,0891}{0,4 \cdot 6,6 \cdot \sqrt{2 \cdot 9,81}}\right)^2} = 0,039 \approx 0,04 \text{ м},$$

где  $q_g$  – расход воздуха при промывке, по формуле (206) составит:

$$q_g = 3 \cdot 29,7 = 89,1 \text{ л/с} = 0,0891 \text{ м}^3/\text{с};$$

$b$  – ширина водослива, ширина водослива равна ширине фильтра, т.е  $b = 6,6 \text{ м}$ .

Потери напора в фильтрующем слое определяем по формуле (207):

$$h_{fc} = [0,76 + 0,017 \cdot (18 + 3)] \cdot 0,8 = 0,965 \text{ м}.$$

где  $a$  и  $b$  – параметры зёрен загрузки, при крупности зёрен 0,5 – 1,0 мм:  $a = 0,76$ ,  $b = 0,017$ .

Потери в трубопроводе, подводящем водо-воздушную смесь определяем по формуле (177). Диаметр подводящего трубопровода подбираем по /4/, исходя из расхода  $q_g = 89,1 \text{ л/с} \approx 90 \text{ л/с}$  и скорости  $V_{np} \leq 1,5 \text{ м/с}$ :

$$d = 450 \text{ мм}; V = 0,528 \text{ м/с}; i = 0,92 \cdot 10^{-3}.$$

Тогда:

$$h_{mp} = 0,92 \cdot 10^{-3} \cdot 100 = 0,092 \text{ м},$$

где  $l_{np}$  – длина отводящего трубопровода, принимаем  $l_{np} = 100$  м.

Потери напора на местные сопротивления в фасонных частях и арматуре определяем по формуле (179), где скорость принимают  $V_{np}$ :

$$h_{mc} = (2 \cdot 0,984 + 0,260 + 0,500 + 2 \cdot 0,920) \cdot \frac{0,528^2}{2 \cdot 9,81} = 0,065 \text{ м}$$

где количество колен принимаем два, задвижку – одну, вход во всасывающую трубу – один, тройника – два.

Суммарные потери напора при водо-воздушной промывке скорого фильтра находим по формуле (208):

$$\sum h = 1,019 + 0,965 + 0,092 + 0,065 = 2,141 \text{ м.}$$

Геометрическая высота подъёма воды при водо-воздушной промывки по формуле (209) составит:

$$h_{z1} = 5,0 + 1,5 = 6,5 \text{ м.}$$

Необходимый напор промывного насоса при водо-воздушной промывке определяем по формуле (210):

$$H_1 = 6,5 + 2,141 = 8,641 \text{ м.}$$

#### Промывка водой.

Потери напора в распределительной системе определяем по формуле (198):

$$h_{pc} = 5 \cdot \frac{0,80^2}{2 \cdot 9,81} = 0,163 \text{ м,}$$

где скорость движения воды в щелях колпачков по формуле (211) составит:

$$V_{щ} = \frac{0,154 \cdot 10^{-3}}{1,92 \cdot 10^{-4}} = 0,80 \text{ м/с,}$$

где  $q_k^{год}$  – расход воды в колпачке при промывке водой, находим по формуле (212):

$$q_k^{год} = \frac{7 \cdot 29,7}{1350} = 0,154 \text{ л/с} = 0,154 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с.}$$

Потери напора в фильтрующем слое определяем по формуле (213);

$$h_{\text{фс}} = (0,76 + 0,017 \cdot 7) \cdot 0,8 = 0,703 \text{ м.}$$

Потери в трубопроводе, подводящем промывную воду определяем по формуле (177). Диаметр подводящего трубопровода подбираем по /4/, исходя из расхода  $q_{\text{нр}} = 179$  л/с и скорости  $V_{\text{нр}} \leq 1,5$  м/с:

$$d = 350 \text{ мм; } V = 1,73 \text{ м/с; } i = 12 \cdot 10^{-3}.$$

Тогда:

$$h_{\text{нр}} = 12 \cdot 10^{-3} \cdot 100 = 1,200 \text{ м,}$$

где  $l_{\text{нр}}$  – длина отводящего трубопровода, принимаем  $l_{\text{нр}} = 100$  м.

Потери напора на местные сопротивления в фасонных частях и арматуре определяем по формуле (179), где скорость принимают  $V_{\text{нр}}$ :

$$h_{\text{мс}} = (2 \cdot 0,984 + 0,260 + 0,500 + 2 \cdot 0,920) \cdot \frac{1,73^2}{2 \cdot 9,81} = 0,697 \text{ м}$$

где количество колен принимаем два, задвижку – одну, вход во всасывающую трубу – один, тройника – два.

Суммарные потери напора при промывке водой находим по формуле (214):

$$\sum h = 0,163 + 0,703 + 1,200 + 0,697 = 2,763 \text{ м.}$$

Геометрическая высота подъёма воды при промывке водой больше, чем при водо-воздушной промывки на величину разности соответствующих напоров на водосливе, расчёт ведём по формуле (215):

$$h_{22} = 6,5 + 0,06 - 0,04 = 6,52 \text{ м,}$$

где  $H_{\text{водосл2}}$  определяем по формуле (205) и расходу  $q_{\text{нр}}$ :

$$H_{\text{водосл2}} = \sqrt[3]{\left(\frac{179 \cdot 10^{-3}}{0,4 \cdot 6,6 \cdot \sqrt{2 \cdot 9,81}}\right)^2} = 0,062 \approx 0,06 \text{ м}$$

Необходимый напор промывного насоса при промывке водой согласно формуле (216) составит:

$$H_2 = 6,52 + 2,763 = 9,283 \text{ м.}$$

Выбор марки насоса производим по наибольшему напору ( $H_1$  или  $H_2$ ), т.е  $H_2 = 9,283$  м. Производительность промывных насосов определяем по формуле (217):

$$Q_n = 7 \cdot 29,7 = 207,9 \text{ л/с} = 748,44 \text{ м}^3/\text{ч.}$$

По таблице V.25 /3/ принимаем насос марки Д 800-28 (12НДс). Параметры насоса: подача  $Q_n = 750 \text{ м}^3/\text{ч} = 208,3 \text{ л/с}$ ; напор  $H = 25$  м; мощность электродвигателя  $N = 110$  кВт.

#### 9) Подбор воздуходувки.

Выбор марки воздуходувки производится по максимальной производительности и максимальному давлению, которое приблизительно равно давлению промывной воды перед входом в фильтр.

Определяем необходимую производительность воздуходувки по формуле (218):

$$q_{\text{возд}} = 0,06 \cdot 18 \cdot 29,7 = 32,08 \text{ м}^3/\text{мин.}$$

Давление, развиваемое воздуходувкой по формуле (219) составит:

$$P_{\text{возд}} \geq \frac{9,283}{102} = 0,091 \text{ МПа,}$$

где  $H_n$  – максимальный напор промывного насоса,

$$H_n = H_2 = 9,283 \text{ м.}$$

К установке, согласно таблице ПЗ Приложения, принимаем три воздуходувки марки ВК-12 (производительностью  $Q_e = 10,2 \text{ м}^3/\text{мин}$ ) и две воздуходувки марки ВК-3 (производительностью  $Q_e = 2,09 \text{ м}^3/\text{мин}$ ) с избыточным давлением  $P_e = 10 \text{ м} = 0,098 \text{ МПа}$ . Общий расход воздуха, подаваемый воздуходувками составит:

$$q_{\text{возд}} = 3 \cdot 10,2 + 2 \cdot 2,09 = 34,78 \text{ м}^3/\text{мин} = 0,580 \text{ м}^3/\text{с.}$$

Диаметр трубопровода, подводящего воздух определяем по формуле (220):

$$d_g = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,580}{3,14 \cdot 18}} = 0,21 \text{ м},$$

где  $q_g$  – расход воздуха, находим по формуле (221):

$$q_g = 18 \cdot 29,7 = 534,6 \text{ л/с} = 0,5346 \text{ м}^3/\text{с};$$

$V_g$  – скорость движения воздуха в трубе, принимаем  $V_g = 18 \text{ м/с}$ .

Принимаем диаметр трубопровода, подводящего воздух  $d_g = 200 \text{ мм}$  и уточняем скорость движения воздуха:

$$V_g = \frac{4 \cdot q_g}{\pi \cdot d_g^2} = \frac{4 \cdot 0,58}{3,14 \cdot 0,2^2} = 18,5 \text{ м/с},$$

что соответствует рекомендуемому пределу  $V_g = 15 - 20 \text{ м/с}$ .

10) В нижней части фильтра предусматриваем трубопровод диаметром 100 мм, входное отверстие которого защищают сеткой или решёткой для полного опорожнения фильтра. Также предусматриваем уклон дна фильтра 0,005 в направлении сбросного трубопровода.

### 8.3 Напорные фильтры

Напорные фильтры применяются при подготовке воды для технических целей для осветления воды после обработки её коагулянтами без предварительного отстаивания, и при безреагентном осветлении воды с содержанием взвешенных веществ  $300 \text{ г/м}^3$ .

Напорный фильтр представляет собой закрытый стальной резервуар, рассчитанный на внутреннее рабочее давление 4 – 6 атм. Осветляемая вода подаётся на фильтры под напором, что обеспечивает как фильтрование воды, так и подачу её в разводящую сеть. Таким образом, нет необходимости устройства насосной станции второго подъёма.

Различают вертикальные и горизонтальные напорные фильтры. Вертикальные напорные фильтры применяются при производительности станции очистки 300 – 500 м<sup>3</sup>/ч. При большей производительности применяют горизонтальные напорные фильтры, т.к. они позволяют обеспечить более значительную площадь фильтрования.

Напорные фильтры, как правило, не имеют поддерживающих гравийных слоёв, с трубчатым дренажом.

Дренаж представляет собой коллектор, проходящий по оси поперечного сечения фильтра, с ответвлениями, на которых установлены фарфоровые или пластмассовые дренажные колпачки или же прорезаны щели. В дренажных колпачках имеются щели, через которые проходит вода, но не пропускаются зёрна фильтрующей загрузки. Дренажные щелевые колпачки устанавливаются на ниппелях, которые привариваются на трубчатые ответвления. При водо-воздушной промывке в фильтрующей загрузке над основным дренажом устраивают распределительную систему для подачи сжатого воздуха. Если конструкция дренажа обеспечивает равномерное распределение сжатого воздуха, то отдельную воздушную распределительную систему не предусматривают, так, например, колпачки типа В-1 позволяют одновременно подавать воздух и воду.

Подача воды на напорный фильтр и отвод промывной воды осуществляется либо через воронку с раструбом, обращённым вверх, либо по кольцевой дырчатой трубе. В случае предварительной обработки воды коагулянт, раствор реагента вводится непосредственно в трубу, подводящую воду на фильтры.

На фронте фильтра имеются трубки, оканчивающиеся вентилями над раковиной. Они предназначены для отбора проб фильтруемой воды и фильтрата, выпуска воздуха при наполнении, а также для контроля спуска воды перед промывкой без оголения фильтрующей загрузки. Также здесь располагают манометры для контроля за работой фильтра.

Режим промывки напорных фильтров следующий: 1 этап – взрыхление загрузки водой с интенсивностью 6 – 8



л/(с·м<sup>2</sup>) в течении 1 мин; 2 этап – совместная водо-воздушная промывка с интенсивностью подачи воздуха 20 – 25 л/(с·м<sup>2</sup>) и воды 3 – 4 л/(с·м<sup>2</sup>) в течении 5 мин; 3 этап – отмывка водой с интенсивностью подачи воды 6 – 8 л/(с·м<sup>2</sup>) в течение 2 мин.

Напорные сверхскорые фильтры, предложенные Г.Н. Никифоровым позволяют достигать скорости фильтрования от 25 до 75 м/ч. Они представляют собой батарейный тип установки, состоящих из нескольких напорных сверхскорых мешалочных фильтров, оборудованной автоматическим дистанционным управлением.

Порядок расчёта напорного фильтра следующий:

1) Определение площади и размеров фильтра.

Определяют необходимую площадь напорных фильтров:

$$f_{\phi} = \frac{Q_{\text{полезн}}}{T \cdot V_n - 3,6 \cdot n \cdot (\omega_1 \cdot t_1 + \omega_2 \cdot t_2 + \omega_3 \cdot t_3) - n \cdot t_4 \cdot V_n}, \quad (222)$$

где  $V_n$  – расчётная скорость фильтрования, м/ч, принимается согласно данным таблицы П10 Приложения;

$\omega_1$  – интенсивность подачи воды для первоначального взрыхления,  $\omega_1 = 6 - 8$  л/(с·м<sup>2</sup>);

$t_1$  – продолжительность подачи воздуха,  $t_1 = 0,017$  ч;

$\omega_2$  – интенсивность подачи воды для водо-воздушной промывке,  $\omega_2 = 3 - 4$  л/(с·м<sup>2</sup>);

$t_2$  – продолжительность водо-воздушной промывки,  $t_2 = 0,083$  ч;

$\omega_3$  – интенсивность подачи воды на отмывку фильтра,  $\omega_3 = 6 - 8$  л/(с·м<sup>2</sup>);

$t_3$  – продолжительность отмывки водой,  $t_3 = 0,034$  ч;

$t_4$  – время простоя фильтра в связи с промывкой,  $t_4 = 0,33$  ч.

Принимают диаметр ( $D_\phi$ ) по таблице П11 Приложения и исходя из площади одного фильтра ( $f_{\phi 1}$ ), находят количество фильтров ( $N_\phi$ ). При количестве фильтров менее десяти предусматривают один резервный фильтр, при большем количестве фильтров – два резервных.

2) Подбор состава загрузки фильтра.

Состав фильтрующей загрузки подбирают согласно данным таблицы П10 Приложения. Высоту фильтрующего слоя принимают 1 м.

3) Расчёт распределительной системы.

Определяют расход промывной воды:

$$q_{np} = f_{\phi 1} \cdot \omega_3. \quad (223)$$

Рассчитывают диаметр стального коллектора распределительной системы:

$$d_{кол} = \sqrt{\frac{4 \cdot q_{np}}{\pi \cdot V_{кол}}}, \quad (224)$$

где  $V_{кол}$  – скорость движения воды в коллекторе,

$$V_{кол} = 1,0 - 1,2 \text{ м/с.}$$

Принимают стандартный диаметр коллектора и уточняют скорость в нём.

С каждой стороны коллектора размещается по 5 – 7 ответвлений ( $n_{оме}$ ) в виде горизонтальных стальных труб наружным диаметром 60 мм, привариваемых к коллектору под углом  $90^\circ$ . Расстояние между осями ответвлений:

$$l_{оме} = \frac{D_\phi}{2 \cdot n_{оме}}. \quad (225)$$

Расстояние между ответвлениями должно составлять 100 – 350 мм.

На штуцерах ответвлений крепятся фарфоровые щелевые колпачки. Отношение площади щелей в дренажных колпачках к рабочей площади фильтра должно составлять 0,8 – 1,0%. Определяют суммарную площадь щелей в колпачках

( $\sum f_{\text{щ}}$ ) и, исходя из площади щелей в каждом колпачке ( $f_{\text{щ}} = 192 \text{ мм} = 1,92 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2$ ) находят общее количество колпачков на ответвлениях ( $n_{\kappa}$ ). Проверяют количество колпачков, приходящихся на  $1 \text{ м}^2$  фильтра, оно должно составлять не менее 35 – 40 шт.

Так как фильтр в плане имеет круглое сечение, то ответвления будут разной длины. Длины ответвлений принимают  $l_i^{\text{омб}} = D_{\phi} / 2 - i \cdot 0,13$ , где  $i$  – номер ответвления.

Суммарная длина всех ответвлений распределительной системы составит:

$$\sum l_{\text{омб}} = 4 \cdot \sum_{i=1}^n l_i^{\text{омб}}. \quad (226)$$

Находят расстояние между дренажными колпачками:

$$l_{\kappa} = \frac{\sum l_{\text{омб}}}{n_{\kappa}}. \quad (227)$$

На наиболее длинных ответвлениях (в центре фильтра) устанавливают 14 – 15 колпачков ( $n_{\kappa}^{\text{омб}} = 14 - 15$ ), а на наиболее коротких – по 5 – 8 колпачков ( $n_{\kappa}^{\text{омб}} = 5 - 8$ ).

Рассчитывают расход промывной воды на один колпачок:

$$q_{\kappa} = \frac{q_{\text{нр}}}{n_{\kappa}}. \quad (228)$$

Определяют расход промывной воды, приходящейся на наиболее длинное ответвление ( $q_{\text{омб}}^{\text{дл}}$ ) и по данному расходу и скорости в ответвлении ( $V_{\text{омб}} = 1,8 - 2,0 \text{ м/с}$ ) по /4/ определяют диаметр ответвления.

Скорость промывной воды, проходящей щели колпачка:

$$V_{\text{щ}} = \frac{q_{\kappa}}{f_{\text{щ}}}. \quad (229)$$

4) Расчёт устройств для сбора и отвода воды при промывки фильтра.

Отвод промывной воды с напорного фильтра производится с помощью водосборной воронки.

Диаметр воронки определяют по формуле:

$$d_e = (0,20 \div 0,25) \cdot D_\phi . \quad (230)$$

5) Определение потерь напора при промывке фильтра.

Потери напора в фильтре складываются из следующих величин:

Потери напора в щелях дренажного колпачка распределительной системы фильтра:

$$h_{pc}^k = \frac{V_{щ}^2}{\mu^2 \cdot 2 \cdot g} , \quad (231)$$

где  $\mu$  – коэффициент расхода,  $\mu = 0,5$ .

Суммарные потери на наиболее длинном боковом ответвлении составят:

$$h_{pc} = n_k^{ome} \cdot h_{pc}^k . \quad (232)$$

Потери напора в фильтрующем слое принимают:

$$h_{fc} = 10 \text{ м} . \quad (233)$$

Суммарные потери напора:

$$\sum h = h_{pc} + h_{fc} . \quad (234)$$

Необходимый напор промывного насоса принимают:

$$H_n \geq \sum h . \quad (235)$$

Производительность промывных насосов составит:

$$Q_n = q_{np} . \quad (236)$$

По таблице V.25 /3/ подбирают марку промывного насоса.

6) Подбор воздуходувки.

Необходимую производительность воздуходувки рассчитывают по формуле (218), где  $\omega_g = 20 - 25 \text{ л/(с}\cdot\text{м}^2)$ .

Давление, развиваемое воздуходувкой, определяют по формуле (219).

Подбор воздухоудовки производят по таблице V.30 /3/ или таблице ПЗ Приложения.

Диаметр трубопровода, подводящего воздух определяют по формуле (220).

Принимают стандартный диаметр и уточняют скорость воздуха в трубопроводе.

**Пример 14.** Рассчитать напорный фильтр при заданной производительности станции очистки  $Q_{\text{полезн}} = 28\,000 \text{ м}^3/\text{сут.}$

1) Определение площади и размеров фильтра.

Определяем необходимую площадь напорных фильтров по формуле (222):

$$f_{\phi} = \frac{28000}{24 \cdot 11 - 3,6 \cdot 2 \cdot (7 \cdot 0,017 + 4 \cdot 0,083 + 6 \cdot 0,034) - 2 \cdot 0,33 \cdot 11} = 111,10 \text{ м}^2,$$

где  $V_n$  – расчётная скорость фильтрования, по таблице П10 Приложения принимаем  $V_n = 11 \text{ м/ч}$ ;

$\omega_1$  – интенсивность подачи воды для первоначального взрыхления, принимаем  $\omega_1 = 7 \text{ л}/(\text{с} \cdot \text{м}^2)$ ;

$\omega_2$  – интенсивность подачи воды для водо-воздушной промывке, принимаем  $\omega_2 = 4 \text{ л}/(\text{с} \cdot \text{м}^2)$ ;

$\omega_3$  – интенсивность подачи воды на отмывку фильтра, принимаем  $\omega_3 = 6 \text{ л}/(\text{с} \cdot \text{м}^2)$ .

По таблице П11 Приложения принимаем  $D_{\phi} = 2600 \text{ мм}$ , следовательно, площадь одного напорного фильтра составит:

$$f_{\phi 1} = 5,31 \text{ м}^2.$$

Находим количество фильтров:

$$N_{\phi} = \frac{f_{\phi}}{f_{\phi 1}} = \frac{111,1}{5,31} = 20,9 \approx 21 \text{ шт.}$$

Так как количество фильтров более десяти принимаем дополнительно два резервных фильтра.

## 2) Подбор состава загрузки фильтра.

Состав фильтрующей загрузки подбираем согласно данным таблицы П10 Приложения. Материал загрузки напорных фильтров принимаем кварцевый песок с крупностью зёрен 0,8 – 1,8 мм. Высоту фильтрующего слоя принимаем 1 м.

## 3) Расчёт распределительной системы.

Определяем расход промывной воды по формуле (223):

$$q_{np} = 5,31 \cdot 7 = 37,17 \text{ л/с} \approx 0,037 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Рассчитываем диаметр стального коллектора распределительной системы по формуле (224):

$$d_{кол} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,037}{3,14 \cdot 1,1}} = 0,207 \text{ м},$$

где  $V_{кол}$  – скорость движения воды в коллекторе, принимаем

$$V_{кол} = 1,1 \text{ м/с}.$$

Принимаем стандартный диаметр коллектора  $d_{кол} = 200$  мм и уточняем скорость в нём:

$$V_{кол}^{\phi} = \frac{4 \cdot q_{np}}{\pi \cdot d_{кол}^2} = \frac{4 \cdot 0,037}{3,14 \cdot 0,2^2} = 1,2 \text{ м/с},$$

что соответствует рекомендуемой скорости движения воды в коллекторе  $V_{кол} = 1,0 - 1,2$  м/с.

С каждой стороны коллектора размещается по 6 ответвлений ( $n_{отв} = 6$  шт) в виде горизонтальных стальных труб наружным диаметром 60 мм, привариваемых к коллектору под углом  $90^\circ$ . Расстояние между осями ответвлений по формуле (225) составит:

$$l_{отв} = \frac{2,6}{2 \cdot 6} = 0,217 \text{ м} \approx 220 \text{ мм}.$$

Расстояние между ответвлениями должно составлять 100 – 350 мм.

На штуцерах ответвлений крепятся фарфоровые целевые колпачки. Отношение площади щелей в дренажных кол-

пачках к рабочей площади фильтра должно составлять 0,8 – 1,0%, тогда суммарная площадь отверстий составит:

$$\sum f_{щ} = 5,31 \cdot (0,008 \div 0,010) = 5,31 \cdot 0,008 = 4,25 \cdot 10^{-2} \text{ м}^2.$$

Общее число колпачков на ответвлениях распределительной системы при площади щелей в каждом колпачке  $f_{щ} = 1,92 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2$ ):

$$n_{\kappa} = \frac{\sum f_{щ}}{f_{щ}} = \frac{4,25 \cdot 10^{-2}}{1,92 \cdot 10^{-4}} = 221,4 \approx 222 \text{ шт.}$$

Проверяем количество колпачков, приходящихся на 1 м<sup>2</sup> фильтра:

$$\frac{n_{\kappa}}{f_{\phi 1}} = \frac{222}{5,31} = 41,8 \approx 42 \text{ шт.}$$

данное соотношение должно быть не менее 35 – 40 шт.

Так как фильтр в плане имеет круглое сечение, то ответвления будут разной длины. Длины ответвлений принимаем:

$$l_1^{омс} = 5,31/2 - 1 \cdot 0,13 = 2,53 \text{ м};$$

$$l_2^{омс} = 5,31/2 - 2 \cdot 0,13 = 2,40 \text{ м};$$

$$l_3^{омс} = 5,31/2 - 3 \cdot 0,13 = 2,27 \text{ м};$$

$$l_4^{омс} = 5,31/2 - 4 \cdot 0,13 = 2,14 \text{ м};$$

$$l_5^{омс} = 5,31/2 - 5 \cdot 0,13 = 2,01 \text{ м};$$

$$l_6^{омс} = 5,31/2 - 6 \cdot 0,13 = 1,88 \text{ м.}$$

Суммарная длина всех ответвлений распределительной системы согласно формуле (226) составит:

$$\sum l_{омс} = 4 \cdot (2,53 + 2,40 + 2,27 + 2,14 + 2,01 + 1,88) = 52,92 \text{ м.}$$

Находим расстояние между дренажными колпачками по формуле (227):

$$l_{\kappa} = \frac{52,92}{222} = 0,238 \text{ м} \approx 240 \text{ мм.}$$

На наиболее длинных ответвлениях (в центре фильтра)  $l_{омг} = 2,53$  м устанавливаем 15 колпачков ( $n_{к}^{омг} = 15$ ), на втором ответвлении от центра фильтра – 13 колпачков, на третьем – 11 колпачков, на четвёртом и пятом – 9 колпачков, а на наиболее коротких ответвлениях  $l_{омг} = 1,88$  м – по 8 колпачков ( $n_{к}^{омг} = 8$ ). Всего размещено колпачков:  $n_{к} = 4 \cdot (15 + 13 + 11 + 9 + 9 + 8) = 224$  колпачка (по расчёту требуется не менее 222 колпачков).

Рассчитываем расход промывной воды на один колпачок по формуле (228):

$$q_{к} = \frac{0,037}{222} = 1,67 \cdot 10^{-4} \text{ м}^3/\text{с} = 0,17 \text{ л/с.}$$

Определяем расход промывной воды, приходящейся на наиболее длинное ответвление с числом колпачков  $n_{к}^{омг} = 15$ :

$$q_{омг}^{\text{дл}} = n_{к}^{омг} \cdot q_{к} = 15 \cdot 0,17 = 2,55 \text{ л/с} \approx 2,6 \text{ л/с.}$$

По данному расходу и скорости в ответвлении ( $V_{омг} = 1,8 - 2,0$  м/с) по /4/ определяем диаметр ответвления:  $d_{омг} = 40$  мм, фактическая скорость в ответвлении  $V_{омг} = 2,07$  м/с.

Скорость промывной воды, проходящей щели колпачка, рассчитываем по формуле (229):

$$V_{щ} = \frac{1,67 \cdot 10^{-4}}{1,92 \cdot 10^{-4}} = 0,87 \text{ м/с.}$$

#### 4) Расчёт устройств для сбора и отвода воды при промывке фильтра.

Отвод промывной воды с напорного фильтра производится с помощью водосборной воронки.

Диаметр воронки определяем по формуле (230):

$$d_{г} = 0,20 \cdot 2,6 = 0,52 \text{ м.}$$

Принимаем диаметр водосборной воронки  $d_{г} = 600$  мм.

#### 5) Определение потерь напора при промывке фильтра.



Потери напора в фильтре складываются из следующих величин:

Потери напора в щелях дренажного колпачка распределительной системы фильтра определяем по формуле (231):

$$h_{pc}^k = \frac{0,87^2}{0,5^2 \cdot 2 \cdot 9,81} = 0,154 \text{ м.}$$

Суммарные потери на наиболее длинном боковом ответвлении, где размещено 15 щелевых колпачков, согласно формуле (232) составят:

$$h_{pc} = 15 \cdot 0,154 = 2,310 \text{ м.}$$

Потери напора в фильтрующем слое принимаем по формуле (233):

$$h_{\phi c} = 10 \text{ м.}$$

Суммарные потери напора по (234):

$$\sum h = 2,31 + 10 = 12,31 \text{ м.}$$

Необходимый напор промывного насоса согласно формуле (235) принимаем:

$$H_n \geq 12,31 \text{ м.}$$

Производительность промывных насосов по (236) составит:

$$Q_n = 0,037 \text{ м}^3/\text{с} = 133,2 \text{ м}^3/\text{ч.}$$

По таблице V.25 /3/ принимаем насос марки 6К-8б. Параметры насоса: подача  $Q_n = 106 - 170 \text{ м}^3/\text{ч}$ ; напор  $H = 26 - 18 \text{ м}$ ; мощность электродвигателя  $N = 22 \text{ кВт}$ .

#### б) Подбор воздуходувки.

Необходимую производительность воздуходувки Рассчитываем по формуле (218), принимая  $\omega_g = 24 \text{ л}/(\text{с} \cdot \text{м}^2)$ :

$$q_{\text{возд}} = 0,06 \cdot 24 \cdot 5,31 = 7,65 \text{ м}^3/\text{мин.}$$

Давление, развиваемое воздуходувкой, определяем по формуле (219):

$$p_{\text{возд}} \geq \frac{12,31}{102} = 0,121 \text{ МПа},$$

К установке, согласно таблице ПЗ Приложения, принимаем одну воздуходувки марки ВК-12 (производительностью  $Q_g = 9,6 \text{ м}^3/\text{мин}$ ) с избыточным давлением  $P_g = 14 \text{ м} = 0,137 \text{ МПа}$ .

Диаметр трубопровода, подводящего воздух определяем по формуле (220):

$$d_g = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,1274}{3,14 \cdot 16}} = 0,101 \text{ м},$$

где  $q_g$  – расход воздуха, находим по формуле (221):

$$q_g = 24 \cdot 5,31 = 127,44 \text{ л/с} = 0,1274 \text{ м}^3/\text{с};$$

$V_g$  – скорость движения воздуха в трубе, принимаем  $V_g = 16 \text{ м/с}$ .

Принимаем диаметр трубопровода, подводящего воздух  $d_g = 100 \text{ мм}$  и уточняем скорость движения воздуха:

$$V_g = \frac{4 \cdot q_g}{\pi \cdot d_g^2} = \frac{4 \cdot 0,1274}{3,14 \cdot 0,1^2} = 16,2 \text{ м/с},$$

что соответствует рекомендуемому пределу  $V_g = 15 - 20 \text{ м/с}$ .

## 9 РАСЧЁТ КОНТАКТНЫХ ОСВЕТИТЕЛЕЙ

Контактные осветлители применяются в одноступенчатых реагентных схемах очистки воды для осветления и обесцвечивания. Контактный осветлитель совмещает функции камеры хлопьеобразования, отстойника и скорого фильтра. Его действие основано на принципе «контактной коагуляции». Конструктивно контактные осветлители близки к скорым фильтрам, но вода с добавлением коагулянта фильтруется через слой зернистой загрузки снизу вверх, т.е. в направлении убывания крупности зёрен в слое.

Такая организация процесса позволяет уменьшить площадь очистных сооружений при строительстве более чем в два раза, увеличить продолжительность фильтроцикла, снизить дозу коагулянта на 20 – 30%, упростить технологический процесс. Таким образом, сокращаются как капитальные, так и эксплуатационные затраты.

Применяют контактные осветлители двух типов: с безгравийной загрузкой, промываемые только водой; с гравийно-песчанной загрузкой, промываемые водой и воздухом.

Использовать контактные осветлители рекомендуется при любой производительности станции для осветления воды с содержанием взвешенных веществ не более  $150 \text{ г/м}^3$  и цветностью не выше  $150^\circ$ .

Промывка контактных осветлителей может осуществляться как очищенной, так и неочищенной водой с содержанием взвешенных веществ не более  $10 \text{ г/м}^3$ .

Для равномерного распределения воды по площади контактных осветлителей используют как распределительные системы большого сопротивления с гравийными подстилающими слоями, так и безгравийную распределительную систему. Профильтрованная вода отводится через сборные желоба с треугольными водосливами (см. раздел 8.2).

Для предотвращения попадания в распределительную систему и загрузку осветлителей плавающих частиц, водорослей, рыбы, песка, крупного ила, а также для выделения возду-

ха перед ними устраивают входные камеры. В камерах устанавливают съёмные сетки с отверстиями 2 – 4 мм для задержания плавающих предметов.

Для защиты распределительных систем от загрязнения после входных камер могут использоваться барабанные сетки или микрофильтры для грубого процеживания воды.

Основные характеристики контактных осветлителей рекомендуется принимать по данным таблицы 5.

Таблица 5 – Характеристика контактных осветлителей

Наименование показателя		Осветлитель КО-1		Осветлитель КО-3	
		безгравийный	с гравием	безгравийный	с гравием
1		2	3	4	5
Высота гравийных слоёв (м) при крупности зёрен, мм	32 – 16	–	0,18 – 0,28	–	0,20 – 0,30
	16 – 8	–	0,10 – 0,15	–	0,10 – 0,15
	8 – 4	–	0,10 – 0,15	–	0,15 – 0,20
Высота слоя песка (м) при крупности зёрен, мм	4 – 2	0,3 – 0,4	0,05 – 0,10	0,4 – 0,5	0,3 – 0,4
	2 – 1,2	1,0 – 1,2	0,8 – 1,0	1,2 – 1,3	1,2 – 1,3
	1,2 – 0,7	0,8 – 1,0	1,0 – 1,2	0,8 – 1,0	0,8 – 1,0
Эквивалентный диаметр зёрен песка, мм		1,1 – 1,4	0,9 – 1,1	1,1 – 1,4	1,1 – 1,4
Скорость фильтрования при нормальном режиме, м/ч		4,0 – 5,0	5,0 – 5,5	4,0 – 5,0	5,0 – 5,5
Скорость фильтрования при форсированном режиме, м/ч		5,0 – 5,5	5,5 – 6,0	5,0 – 5,5	5,5 – 6,0
Промывка водой:					
продолжительность, мин		7 – 8	7 – 8	–	–
интенсивность, л/(с·м <sup>2</sup> )		15 – 18	15 – 18	–	–
продолжительность сброса первого фильтрата при промывке очищенной водой, мин		10 – 12	10 – 12	–	–

1	2	3	4	5
продолжительность сброса первого фильтрата при промывке неочищенной водой, мин	12 – 15	12 – 15	–	–
Промывка водой и воздухом:				
1 этап – взрыхление загрузки:				
продолжительность, мин	–	–	1 – 2	1 – 2
интенсивность подачи воздуха, л/(с·м <sup>2</sup> )	–	–	18 – 20	18 – 20
2 этап – совместная водо-воздушная промывка:				
продолжительность, мин	–	–	6 – 7	6 – 7
интенсивность подачи воздуха, л/(с·м <sup>2</sup> )	–	–	18 – 20	18 – 20
интенсивность подачи воды, л/(с·м <sup>2</sup> )	–	–	3,0 – 3,5	3,0 – 3,5
3 этап – дополнительная промывка:				
продолжительность, мин	–	–	5 – 7	5 – 7
интенсивность подачи воды, л/(с·м <sup>2</sup> )	–	–	6 – 7	6 – 7
Продолжительность сброса первого фильтрата:				
при промывке очищенной водой, мин	–	–	10 – 12	10 – 12
при промывке неочищенной водой, мин			12 – 15	12 – 15

Порядок расчёта контактных осветлителей следующий:

### 1) Расчёт входной камеры.

Входные камеры предусматривают на станциях с контактными осветлителями. Они предназначены для создания необходимого напора перед барабанными сетками или микрофильтрами, смешения воды с реагентами и выделения пузырьков воздуха из воды. Во входной камере должно быть не менее двух отделений.

Определяют объём входной камеры:

$$W_{\text{вхк}} = \frac{Q_{\text{полезн}} \cdot t_{\text{вхк}}}{24 \cdot 60}, \quad (237)$$

где  $t_{\text{вхк}}$  – продолжительность пребывания воды во входной камере,  $t_{\text{вхк}} \geq 5$  мин.

Принимают высоту слоя воды в камере  $h_g = 2,5 - 3,0$  м и рассчитывают площадь камеры:

$$f_{\text{вхк}} = \frac{W_{\text{вхк}}}{h_g}. \quad (238)$$

Исходя их площади определяют размеры камеры в плане ( $a \times b$ ).

Во входной камере устанавливают съёмные вертикальные сетки с отверстиями 2 – 4 мм.

Рассчитывают рабочую площадь сеток:

$$f_c = \frac{q}{3600 \cdot V_c}, \quad (239)$$

где  $V_c$  – скорость прохода воды через сетки,  $V_c = 0,2 - 0,3$  м/с.

Входная камера оборудуется устройствами для подъёма и промывки сеток, спускной и переливной трубами.

Нижняя часть камеры имеет наклонные стенки под углом  $\alpha = 50^\circ - 60^\circ$  к горизонтали. Определяют высоту конической части камеры:

$$h_{\text{кон}} = \frac{b}{2 \cdot \text{tg}(90^\circ - \alpha)}. \quad (240)$$

Полная высота камеры составит:

$$h_{\text{вхк}} = h_g + h_{\text{кон}}. \quad (241)$$

## 2) Определение площади и размеров контактного осветлителя.

Определяют необходимую площадь контактных осветлителей:

При водо-воздушной промывке:

$$f_{ко} = \frac{Q_{полезн}}{T \cdot V_n - n \cdot (3,6 \cdot \omega_1 \cdot t_1 + 3,6 \cdot \omega_2 \cdot t_2 + t_3 \cdot V_n + t_4 \cdot V_n)}, \quad (242)$$

где  $n$  – число промывок каждого контактного осветлителя в сутки,  $n = 2 - 3$ ;

$\omega_1$  – интенсивность подачи воды во время совместной водо-воздушной промывки контактного осветлителя, принимается в зависимости от вида контактного осветлителя по таблице 5, л/(с·м<sup>2</sup>);

$t_1$  – продолжительность совместной водо-воздушной промывки (по таблице 5), ч;

$\omega_2$  – интенсивность подачи воды на отмывку контактного осветлителя (по таблице 5), л/(с·м<sup>2</sup>);

$t_2$  – продолжительность отмывки водой (по таблице 5), ч;

$t_3$  – время сброса первого фильтрата (по таблице 5), ч;

$t_4$  – время простоя контактного осветлителя в связи с промывкой,  $t_4 = 0,33$  ч.

При промывке водой:

$$f_{ко} = \frac{Q_{полезн}}{T \cdot V_n - n \cdot (3,6 \cdot \omega_1 \cdot t_1 + t_3 \cdot V_n + t_4 \cdot V_n)}, \quad (243)$$

где  $\omega_1$  – интенсивность подачи воды при промывке, принимается в зависимости от вида контактного осветлителя по таблице 5, л/(с·м<sup>2</sup>).

Находят количество контактных осветлителей по формуле (154), рассчитывают площадь одного контактного осветлителя, определяют его размеры в плане (округляя размеры в плане до десятых долей метра) ( $b \times l$ ) и уточняют фактическую площадь одного контактного осветлителя  $f_{ко1}$  и всех контактных осветлителей.

Далее порядок расчёта аналогичен расчёту скорого фильтра с промывкой водой. При этом необходимо учесть следующее.

В контактных осветлителях с поддерживающими слоями и водовоздушной промывкой следует проектировать трубчатые распределительные системы для подачи воды и воздуха.

Расчёт дренажной системы для распределения воды проводится на расход промывной воды:

$$q_{np} = \omega_2 \cdot f_{кo1}. \quad (244)$$

Расчёт воздушной распределительной системы проводят исходя из расхода воздуха для продувки одного контактного осветлителя, определяемого по формуле:

$$q_в = \omega_в \cdot f_{кo1}, \quad (245)$$

где  $\omega_в$  – интенсивность подачи воздуха, принимается в зависимости от типа контактного осветлителя по таблице 5.

Количество ответвлений от воздушного коллектора определяется из расчёта расстояния между осями ответвлений 250 – 300 мм. Диаметр ответвлений принимается исходя из скорости движения воздуха  $V_в = 15 – 20$  м/с.

Суммарная площадь отверстий в ответвлении должна составлять 30 – 35% площади поперечного сечения ответвления. Диаметр отверстий в ответвлениях принимают  $d_o = 2 – 5$  мм. Расстояние между отверстиями должно составлять  $l_o = 100 – 200$  мм. Скорость выхода воздуха из отверстий распределительной системы должна быть  $V_o = 40 – 50$  м/с.

Скорость движения воздуха в коллекторе должна быть такой же, как в ответвлениях.

В контактных осветлителях без поддерживающих слоёв предусматривают трубчатую распределительную систему, под трубами ответвлений устраивают ячейки, охватывающие одно или два отверстия. Для этого вдоль боковых образующих этих труб приваривают вертикальные шторки, между которыми привариваются поперечные перегородки, разделяющие подтрубное пространство на ячейки. Данную распределительную систему проектируют в соответствии с п. 6.134 и таблицей 27/1/.



Для отвода промывной воды в контактных осветлителях с поддерживающими слоями и водо-воздушной промывкой предусматривают систему горизонтального отвода (расчёт горизонтальной системы приведён в разделе 8.2). В осветлителях без поддерживающих слоёв промывная вода отводится желобами, как в скорых фильтрах. Над кромками желобов предусматривают пластины с треугольными вырезками высотой и шириной по 50 – 60 мм, расстояние между их осями 100 – 150 мм. Устройство и расчёт желобов производится согласно п. 6.135 /1/.

### 3) Расчёт баков промывной воды.

Специальные баки промывной воды проектируют из расчёта расхода воды на промывку одного контактного осветлителя:

$$W_{np} = \frac{f_{кол} \cdot 60 \cdot (\omega_1 \cdot t_1 + \omega_2 \cdot t_2)}{1000} \quad (246)$$

Ёмкость баков рассчитывается на две промывки. Исходя из объёма определяют размеры бака промывной воды.

4) Для опорожнения контактного осветлителя в нижней части коллектора распределительной системы устраивают трубопровод с запорным устройством диаметром, обеспечивающим скорость потока воды в осветлителе с поддерживающими слоями не более 2 м/ч, и не более 0,2 м/ч – без поддерживающих слоёв.

**Пример 15.** Рассчитать контактный осветлитель с водо-воздушной промывкой при производительности станции очистки  $Q_{полезн} = 58\,000 \text{ м}^3/\text{сут}$ .

### 1) Расчёт входной камеры.

Входные камеры предусматривают на станциях с контактными осветлителями. Они предназначены для создания необходимого напора перед барабанными сетками или микрофильтрами, смешения воды с реагентами и выделения пузырьков воздуха из воды. Во входной камере должно быть не менее двух отделений.

Определяем объём входной камеры по формуле (237):

$$W_{\text{вхк}} = \frac{58000 \cdot 5}{24 \cdot 60} = 201,39 \text{ м}^3,$$

где  $t_{\text{вхк}}$  – продолжительность пребывания воды во входной камере, принимаем  $t_{\text{вхк}} = 5$  мин.

Принимаем две входные камеры, тогда объём одной камеры составит:

$$W_{\text{вхк}} = \frac{W_{\text{вхк}}}{n_{\text{вхк}}} = \frac{201,39}{2} = 100,70 \text{ м}^3,$$

принимая высоту слоя воды в камере  $h_g = 3,0$  м и рассчитываем площадь камеры по формуле (238):

$$f_{\text{вхк}} = \frac{100,7}{3,0} = 33,57 \text{ м}^2.$$

Исходя их площади принимаем размеры камеры в плане  $a \times b = 5,8 \times 5,8$  м.

Во входной камере устанавливают съёмные вертикальные сетки с отверстиями 2 – 4 мм.

Находим рабочую площадь сеток по формуле (239):

$$f_c = \frac{2416,67}{3600 \cdot 0,2} = 3,37 \approx 3,4 \text{ м}^2,$$

где  $q$  – часовая производительность станции очистки,

$$q = \frac{Q_{\text{полезн}}}{24} = \frac{58000}{24} = 2416,67 \text{ м}^3/\text{ч};$$

$V_c$  – скорость прохода воды через сетки, принимаем  $V_c = 0,2$  м/с.

Входная камера оборудуется устройствами для подъёма и промывки сеток, спускной и переливной трубами.

Определяем высоту конической части камеры по формуле (240):

$$h_{\text{кон}} = \frac{5,8}{2 \cdot \text{tg}(90^\circ - 50^\circ)} = 3,46 \approx 3,5 \text{ м},$$

где  $\alpha$  – угол наклона нижних стенок камеры, принимаем  $\alpha = 50^\circ$ .

Полная высота камеры согласно формуле (241) составит:

$$h_{\text{вск}} = 3,0 + 3,5 = 6,5 \text{ м.}$$

## 2) Определение площади и размеров контактного осветлителя.

Принимаем к установке контактные осветлители с водо-воздушной промывкой с гравием типа КО-3.

Определяем необходимую площадь контактных осветлителей по формуле (242):

$$f_{\text{ко}} = \frac{58000}{24 \cdot 5 - 2 \cdot (3,6 \cdot 3,5 \cdot 0,1 + 3,6 \cdot 6 \cdot 0,117 + 0,2 \cdot 5 + 0,33 \cdot 5)} = 541,42 \text{ м}^2,$$

где  $n$  – число промывок каждого контактного осветлителя в сутки, принимаем  $n = 2$ ;

$V_n$  – скорость фильтрования при нормальном режиме, по таблице 5 принимаем  $V_n = 5,0$  м/ч;

$\omega_1$  – интенсивность подачи воды во время совместной водо-воздушной промывки контактного осветлителя, по таблице 5 принимаем  $\omega_1 = 3,5$  л/(с·м<sup>2</sup>);

$t_1$  – продолжительность совместной водо-воздушной промывки, по таблице 5 принимаем  $t_1 = 6$  мин = 0,1 ч;

$\omega_2$  – интенсивность подачи воды на отмывку контактного осветлителя, по таблице 5 принимаем  $\omega_2 = 6$  л/(с·м<sup>2</sup>);

$t_2$  – продолжительность отмывки водой, по таблице 5 принимаем  $t_2 = 7$  мин = 0,117 ч;

$t_3$  – время сброса первого фильтрата, по таблице 5 при промывке неочищенной водой принимаем  $t_3 = 12$  мин = 0,2 ч.

Находим количество контактных осветлителей на станции по формуле (154):

$$N_{\text{ко}} = 0,5 \cdot \sqrt{541,42} = 11,6 \approx 12 \text{ шт.}$$

Определяем площадь одного контактного осветлителя:

$$f_{\text{ко1}} = \frac{f_{\text{ко}}}{N_{\text{ко}}} = \frac{541,42}{12} = 45,12 \text{ м}^2.$$

Размеры одного контактного осветлителя в плане принимаем:  $b \times l = 6,0 \times 7,2$  м. Тогда фактическая площадь одного контактного осветлителя:

$$f_{\text{ко1}} = 6,0 \cdot 7,2 = 43,20 \text{ м}^2,$$

а фактическая площадь всех контактных осветлителей:

$$f_{\text{ко}} = f_{\text{ко1}} \cdot N_{\text{ко}} = 43,20 \cdot 12 = 518,4 \text{ м}^2.$$

Так как,  $f_{\text{ко1}} > 40 \text{ м}^2$ , принимаем контактный осветлитель с центральным сборным каналом, разделяющим его на два отделения; размер каждого отделения в плане принимаем  $b_{\text{омд}} \times l_{\text{омд}} = 3,0 \times 3,6$  м, а площадь каждого отделения –  $f_{\text{омд}} = 9,30 \text{ м}^2$ .

## 2) Проверка скоростей фильтрации.

Уточняем скорости фильтрования. Скорость фильтрования при нормальном режиме составит:

$$V_{\text{н}} = \frac{58000 + 3,6 \cdot 2 \cdot (3,5 \cdot 0,1 + 6 \cdot 0,117) \cdot 43,20 \cdot 12}{43,20 \cdot 12 \cdot (24 - 2 \cdot 0,2 - 2 \cdot 0,33)} = 5,21 \text{ м/ч},$$

что соответствует рекомендуемому пределу скоростей для КО-3 ( $V_{\text{н}} = 5,0 - 5,5$  м/ч – таблица 5).

Скорость при форсированном режиме согласно формуле (156):

$$V_{\text{ф}} = 5,21 \cdot \frac{12}{12 - 1} = 5,68 \text{ м/ч.}$$

Скорость при форсированном режиме, также соответствует рекомендуемому пределу ( $V_{\text{ф}} = 5,5 - 6,0$  м/ч – таблица 5).

## 3) Подбор состава загрузки контактного осветлителя.

Согласно данным таблице 5 принимаем фильтрующий слой – кварцевый песок ( $d_{\min} / d_{\max} = 0,7/1,2$  мм,  $d_{\text{экс}} = 1,1 - 1,4$  мм),  $H_{\text{фс}} = 0,9$  м.

Поддерживающий слой – гравий, он имеет общую высоту  $H_{\text{нс}} = 0,5$  м и следующую структуру снизу вверх:

диаметр зёрен  $d = 4 - 8$  мм – высота  $h = 0,15$  м;

диаметр зёрен  $d = 8 - 16$  мм – высота  $h = 0,15$  м;

диаметр зёрен  $d = 16 - 32$  мм – высота  $h = 0,2$  м.

#### 4) Расчёт распределительной (дренажной) системы.

##### Распределительная система для воды.

Распределительная система предназначена как для распределения фильтруемой воды, так и для распределения промывной воды по площади фильтра.

Принимаем распределительную систему большого сопротивления в виде стальных перфорированных труб.

Определяем расход промывной воды на один контактный осветлитель (одновременно промываются два отделения) по формуле (244):

$$q_{\text{пр}} = 6 \cdot 43,2 = 259,2 \text{ л/с} = 0,259 \text{ м}^3/\text{с}.$$

При наличии двух отделений на каждый коллектор распределительной системы контактного осветлителя приходится расход:

$$q_{\text{кол}} = q_{\text{пр}} / 2 = 259,2 / 2 = 129,6 \text{ л/с} = 0,130 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Рассчитываем диаметр входного коллектора по формуле (159):

$$d_{\text{кол}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,130}{3,14 \cdot 1,0}} = 0,41 \text{ м},$$

где  $V_{\text{кол}}$  – скорость в начале коллектора, принимаем  $V_{\text{кол}} = 1,0$  м/с.

Принимаем стандартный диаметр коллектора  $d_{\text{кол}} = 400$  мм и уточняем скорость в коллекторе:

$$V_{кол}^{\phi} = \frac{4 \cdot q_{кол}}{\pi \cdot d_{кол}^2} = \frac{4 \cdot 0,130}{3,14 \cdot 0,4^2} = 1,04 \text{ м/с},$$

что соответствует рекомендуемому пределу  $V_{кол} = 0,8 - 1,2 \text{ м/с}$ .

Находим общее количество ответвлений в каждом отделе контактного осветителя по формуле (160):

$$n_{отв} = 2 \cdot \frac{3,0}{0,25} = 24 \text{ шт},$$

где  $l_{отв1}$  – расстояние между ответвлениями, принимаем

$$l_{отв1} = 0,25 \text{ м}.$$

Расход воды, приходящийся на одно ответвление по формуле (161) составит:

$$q_{отв} = \frac{0,130}{24} = 0,005 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Определяем диаметр одного ответвления:

$$d_{отв} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,005}{3,14 \cdot 1,8}} = 0,06 \text{ м},$$

где  $V_{отв}$  – скорость движения воды в ответвлении, принимаем  $V_{отв} = 1,8 \text{ м/с}$ .

Принимаем стандартный диаметр  $d_{отв} = 60 \text{ мм}$  и уточняем фактическую скорость в ответвлении:

$$V_{отв}^{\phi} = \frac{4 \cdot q_{отв}}{\pi \cdot d_{отв}^2} = \frac{4 \cdot 0,005}{3,14 \cdot 0,06^2} = 1,77 \text{ м/с},$$

что соответствует рекомендуемому пределу  $V_{отв} = 1,6 - 2,0 \text{ м/с}$ .

Длина каждого ответвления по (162) составит:

$$l_{отв} = \frac{3,6 - 0,43}{2} = 1,59 \approx 1,6 \text{ м},$$

где  $d_{кол}^n$  – наружный диаметр коллектора,  $d_{кол}^n = 0,43 \text{ м}$ .

В нижней части ответвления располагают отверстия в шахматном порядке под углом  $45^\circ$  к низу от вертикали.

Отношение площади всех отверстий к рабочей площади контактного осветителя должно составлять: в контактных ос-

ветлителях с гравийными поддерживающими слоями – 0,2%; без поддерживающих слоёв – 0,25 – 0,27%, тогда суммарная площадь отверстий составит:

$$\sum f_o = f_{om0} \cdot 0,002 = 9,3 \cdot 0,002 = 1,86 \cdot 10^{-2} \text{ м}^2.$$

Принимаем диаметр одного отверстия  $d_o = 10$  мм, при этом площадь одного отверстия:

$$f_o = \frac{\pi \cdot d_o^2}{4} = \frac{3,14 \cdot 0,010^2}{4} = 7,85 \cdot 10^{-5} \text{ м}^2.$$

Общее количество отверстий в распределительной системе контактного осветлителя:

$$n_o = \sum f_o / f_o = 1,86 \cdot 10^{-2} / (7,85 \cdot 10^{-5}) = 236,9 \approx 237 \text{ шт.}$$

Количество отверстий, проходящихся на одно ответвление:

$$n_o^{ome} = n_o / n_{ome} = 237 / 24 = 9,9 \approx 10 \text{ шт.}$$

Тогда расстояние между отверстиями:

$$l_o = l_{ome} / n_o^{ome} = 1,6 / 10 = 0,16 \text{ м} \approx 160 \text{ мм.}$$

Расстояние между осями отверстий должно быть в пределах 150 – 200 мм.

#### Воздушная распределительная система.

Расход воздуха для продувки одного контактного осветлителя (воздух подаётся на два отделения) определяем по формуле (245):

$$q_g = 19 \cdot 43,2 = 820,8 \text{ л/с} = 0,821 \text{ м}^3/\text{с},$$

где  $\omega_g$  – интенсивность подачи воздуха, принимаем в зависимости от типа контактного осветлителя (КО-3) по таблице 5  $\omega_g = 18 \text{ л/(с} \cdot \text{м}^2)$ .

Расход воздуха на коллектор воздушной распределительной системы в каждом отделении контактного осветлителя составит:

$$q_g^{кол} = q_g / 2 = 820,8 / 2 = 410,4 \text{ л/с} = 0,214 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Рассчитываем диаметр входного коллектора для воздуха:

200

$$d_{\text{кол}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,214}{3,14 \cdot 17}} = 0,13 \text{ м,}$$

где  $V_{\text{кол}}$  – скорость воздуха в коллекторе, принимаем  $V_{\text{кол}} = 17 \text{ м/с}$ .

Принимаем стандартный диаметр коллектора  $d_{\text{кол}} = 125 \text{ мм}$  и уточняем скорость в коллекторе:

$$V_{\text{кол}}^{\phi} = \frac{4 \cdot q_{\text{пр}}}{\pi \cdot d_{\text{кол}}^2} = \frac{4 \cdot 0,214}{3,14 \cdot 0,125^2} = 17,45 \text{ м/с,}$$

что соответствует рекомендуемому пределу  $V_{\text{кол}} = 15 - 20 \text{ м/с}$ .

Находим общее количество ответвлений в контактном осветлителе по формуле (160):

$$n_{\text{омв}} = 2 \cdot \frac{3,0}{0,3} = 20 \text{ шт,}$$

где  $l_{\text{омв1}}$  – расстояние между ответвлениями, принимаем

$$l_{\text{омв1}} = 0,3 \text{ м.}$$

Расход воды на одно ответвление составит:

$$q_{\text{омв}} = \frac{0,214}{20} = 0,011 \text{ м}^3/\text{с.}$$

Определяем диаметр одного ответвления:

$$d_{\text{омв}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,011}{3,14 \cdot 18}} = 0,03 \text{ м,}$$

где  $V_{\text{омв}}$  – скорость движения воды в ответвлении, принимаем  $V_{\text{омв}} = 18 \text{ м/с}$ .

Принимаем стандартный диаметр  $d_{\text{омв}} = 32 \text{ мм}$  и уточняем фактическую скорость в ответвлении:

$$V_{\text{омв}}^{\phi} = \frac{4 \cdot q_{\text{омв}}}{\pi \cdot d_{\text{омв}}^2} = \frac{4 \cdot 0,011}{3,14 \cdot 0,032^2} = 13,68 \text{ м/с,}$$

данная скорость отклоняется от рекомендуемого предела  $V_{\text{омв}} = 15 - 20 \text{ м/с}$  менее, чем на 15%.

Длина каждого ответвления составит:



$$l_{омв} = \frac{3,6 - 0,155}{2} = 3,52 \text{ м,}$$

где  $d_{кол}^н$  – наружный диаметр коллектора,  $d_{кол}^н = 0,155 \text{ м}$ .

В нижней части ответвления располагают отверстия в шахматном порядке под углом  $45^\circ$  к низу от вертикали.

Отношение площади всех отверстий к рабочей площади ответвления должно составлять 30 – 35%, тогда суммарная площадь отверстий на одном ответвлении составит:

$$\sum f_o = \frac{\pi \cdot d_{омв}^2}{4} \cdot (0,3 \div 0,35) = \frac{3,14 \cdot 0,032^2}{4} \cdot 0,35 = 2,81 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2.$$

Принимаем диаметр одного отверстия  $d_o = 3 \text{ мм}$ , при этом площадь одного отверстия:

$$f_o = \frac{\pi \cdot d_o^2}{4} = \frac{3,14 \cdot 0,003^2}{4} = 7,07 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2.$$

Общее количество отверстий в ответвлении:

$$n_o = \sum f_o / f_o = 2,81 \cdot 10^{-4} / (7,07 \cdot 10^{-6}) = 39,7 \approx 40 \text{ шт.}$$

Количество отверстий приходящееся на ответвление в каждом отделении:

$$n_o^{омд} = 40 / 2 = 20 \text{ шт.}$$

Тогда расстояние между отверстиями:

$$l_o = l_{омв} / n_o^{омв} = 3,52 / 20 = 0,176 \text{ м} \approx 180 \text{ мм.}$$

Расстояние между осями отверстий должно быть в пределах 100 – 200 мм.

5) Расчёт устройств для сбора и отвода воды при промывке контактного осветлителя.

Возможно запроектировать систему горизонтального отвода промывной воды или систему водоотводящих желобов.

Система горизонтального отвода промывной воды.

При водо-воздушной промывке применяется система горизонтального отвода промывной воды. Промывная воды с загрязнениями горизонтально направляется в сборный карман и отводится в сток. Во избежание выноса песка в карман над загрузкой устраивается пескоулавливающий желоб с наклон-

ными стенками. В нижней части желоба имеется продольная щель шириной 20 мм для возврата задержанного песка.

Водосливная стенка должна устраиваться под углом  $45^\circ$  в сторону канала, отбойная стенка располагается перпендикулярно водосливной. Верхняя кромка отбойной стенки должна быть ниже верхней кромки водосливной на 20 мм.

Нижняя кромка водосливной стенки должна быть на 30 мм перекрывать нижнюю кромку отбойной стенки.

Нижнюю кромку водосливной стенки надлежит принимать на 100 мм выше поверхности фильтрующей загрузки.

Направляющий выступ устанавливается под углом  $45^\circ$  к поверхности загрузки.

Система горизонтального отвода устраивается в каждом из двух отделений контактного осветлителя.

Расход промывной воды на 1 м водослива рассчитываем по формуле (197):

$$q_{np}^6 = 6 \cdot 3,6 = 21,6 \text{ л/(с}\cdot\text{м}^2\text{)}.$$

Конструктивные размеры устройства горизонтального отвода промывной воды определяют в зависимости от расхода  $q_{np}^6$  по таблице 4: разность отметок верхней и нижней кромок водосливной стенки  $H_1 = 280$  мм, разность отметок между верхними кромками стенок  $\nabla = 22$  мм.

#### Система желобов.

Сбор и отвод загрязнённой воды при промывке фильтров осуществляется с помощью желобов, размещаемых над поверхностью фильтрующей загрузки.

Количество желобов  $n_{жс}$  определяем из условия расстояния между их осями не более 2,2 м. Так как длина контактного осветлителя составляет 7,2 м, то принимаем количество желобов –  $n_{жс} = 4$  шт (по два желоба на каждое отделение).

Уточняем расстояние между желобами:

$$l_{жс} = l_{ото} / n_{жс} = 3,6 / 2 = 1,8 \text{ м.}$$

Определяем расход промывной воды на один желоб по формуле (163):

$$q_{\text{жс}} = \frac{0,259}{4} = 0,065 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Ширину желоба находим по формуле (164):

$$B_{\text{жс}} = 2,1 \cdot \sqrt[5]{\frac{0,065^2}{(1,57 + 1,5)^3}} = 0,36 \text{ м},$$

где  $k$  – коэффициент, принимаем желоб с треугольным основанием – пятиугольного сечения,  $k = 2,1$ ;

$a$  – отношение высоты прямоугольной части желоба к половине его ширины, принимаем  $a = 1,5$ .

Высота прямоугольной части желоба по (165):

$$h_{\text{пр}} = 0,75 \cdot 0,36 = 0,27 \text{ м}.$$

Полезная высота желоба по формуле (166) составит:

$$h = 1,25 \cdot 0,36 = 0,45 \text{ м}.$$

Конструктивная высота желоба (с учётом толщины стенки) по (167):

$$h_{\text{к}} = 0,45 + 0,08 = 0,53 \text{ м}.$$

Высоту кромки желоба над поверхностью фильтрующей загрузки определяем по формуле (168):

$$H_{\text{жс}} = \frac{0,9 \cdot 30}{100} + 0,3 = 0,57 \text{ м},$$

где  $e$  – относительное расширение фильтрующей загрузки, для контактных осветлителей принимают  $e = 25 - 30\%$ , принимаем  $e = 25\%$ .

$$H_{\text{жс}} > h_{\text{к}}.$$

#### б) Расход промывной воды.

Расход воды на промывку фильтра определяем по формуле (169):

$$p = \frac{(3,5 + 6) \cdot 43,20 \cdot 12 \cdot (6 + 7) \cdot 60}{2416,67 \cdot 11,25 \cdot 1000} \cdot 100 = 14,13\%,$$

где  $q$  – часовая производительность станции,

$$q = Q_{\text{полезн}} / 24 = 58000 / 24 = 2416,67 \text{ м}^3/\text{ч};$$

$T_p$  – продолжительность работы контактного осветлителя между двумя промывками, определяем по формуле (170):

$$T_p = 12 - (0,1 + 0,117 + 0,33 + 0,2) = 11,25 \text{ ч},$$

где  $T_o$  – продолжительность рабочего фильтроцикла, принимаем  $T_o = 12$  ч.

### 7) Расчёт сборного кармана (канала).

Загрязнённая промывная вода из желобов фильтра свободно изливается в сборный карман, откуда отводится в сток. При отводе промывной воды с фильтра, сборный карман должен предотвращать создание подпора на выходе воды из желоба.

Определяем расстояние от дна желоба до дна сборного кармана по формуле (171):

$$h_{\text{кан}} = 1,73 \cdot \sqrt[3]{\frac{0,259^2}{9,81 \cdot 0,7^2}} + 0,2 = 0,62 \text{ м},$$

где  $b_{\text{кан}}$  – минимальная допустимая ширина кармана, должна быть не менее  $b_{\text{кан}} = 0,7$  м.

Площадь поперечного сечения канала по формуле (172) составит:

$$f_{\text{кан}} = 0,7 \cdot 0,62 = 0,434 \text{ м}^2.$$

При этом скорость движения воды в конце сборного канала по (173):

$$V_{\text{кан}} = \frac{0,259}{0,434} = 0,6 \text{ м/с}.$$

### 8) Определение диаметров трубопроводов.

Диаметры трубопроводов, подводящих и отводящих воду от фильтра, определяем по /4/ по величине соответствующих расходов и рекомендуемых скоростей движения воды.

Таблица – Расчёт трубопроводов станции фильтрования

Назначение трубопровода	Расход воды, л/с	Расчётная скорость, м/с	Диаметр трубопровода, мм	Рекомендуемая скорость, м/с
Подача осветляемой воды на все контактные осветлители	672	1,04	900	0,8 – 1,2
Подача осветляемой воды на один контактный осветлитель	61	0,80	300	0,8 – 1,2
Подача фильтрата в резервуар чистой воды (со всех контактных осветлителей)	672	1,32	800	1,0 – 1,5
Подача промывной воды в распределительную систему	260	1,95	400	1,0 – 2,0
Отвод промывной воды по сборному каналу	260	1,24	500	1,0 – 2,0
Отвод первого фильтрата с одного контактного осветлителя	61	1,15	250	1,0 – 1,5

Расход в трубопроводах подачи осветляемой воды на все фильтры и подачи фильтрата в резервуар чистой воды (со всех фильтров):

$$Q_{\text{лезн}} = 58000 \text{ м}^3/\text{сут} = 671,3 \text{ л/с} \approx 672 \text{ л/с};$$

Расход в трубопроводах подачи осветляемой воды на один фильтры и отвода первого фильтрата с одного фильтра (размеры трубопроводов и каналов, обслуживающий каждый фильтр, необходимо принимать из условия форсированного режима работы, т.е. при выключении одного фильтра на промывку):

$$672/(N_{\text{ко}} - 1) = 672/(12 - 1) \approx 61 \text{ л/с};$$

Расход в трубопроводах подачи промывной воды в распределительную систему и отвода промывной воды по сборному каналу:

$$q_{np} = 259,2 \text{ л/с} \approx 260 \text{ л/с.}$$

9) Определение потерь напора при промывке контактного осветлителя.

Потери напора в контактном осветлителе складываются из следующих величин:

Потери напора в распределительной системе определяем по формуле (174):

$$h_{pc} = 75,36 \cdot \frac{1,04^2}{2 \cdot 9,81} + \frac{1,77^2}{2 \cdot 9,81} = 4,314 \text{ м,}$$

где  $\xi_{кол}$  – коэффициент сопротивления коллектора, определяем по формуле (84):

$$\xi = \frac{2,2}{0,172^2} + 1 = 75,36,$$

где  $k_n$  – коэффициент перфорации:

$$k_n = \frac{n_o \cdot f_o}{\pi \cdot d_{кол}^2 / 4} = \frac{192 \cdot 1,13 \cdot 10^{-4}}{3,14 \cdot 0,4^2 / 4} = 0,172.$$

Потери напора в фильтрующем слое по (175):

$$h_{\phi c} = (0,76 + 0,017 \cdot 6) \cdot 0,9 = 0,776 \text{ м,}$$

где  $a$  и  $b$  – параметры для песка, при крупности зёрен 0,5 – 1,0 мм:  $a = 0,76$ ,  $b = 0,017$ .

Потери напора в поддерживающих гравийных слоях по (176):

$$h_{nc} = 0,022 \cdot 6 \cdot 0,5 = 0,066 \text{ м.}$$

Потери в трубопроводе, подводящем промывную воду к общему коллектору по (177) ( $q = 260 \text{ л/с}$ ,  $d = 400 \text{ мм}$ ;  $V = 1,95 \text{ м/с}$ ;  $i = 12,9 \cdot 10^{-3}$ ):

$$h_{mp} = 12,9 \cdot 10^{-3} \cdot 100 = 1,290 \text{ м,}$$

где  $l_{np}$  – длина отводящего трубопровода, принимаем  $l_{np} = 100$  м.

Потери напора на образование скорости во всасывающем и напорном трубопроводах насоса промывной воды определяем по формуле (178) (скорость в патрубках насоса  $d = 400$  мм составит  $V_n = 2,07$  м/с):

$$h_n = \frac{2,07^2}{2 \cdot 9,81} = 0,218 \text{ м.}$$

Потери напора на местные сопротивления в фасонных частях и арматуре по (179):

$$h_{mc} = (2 \cdot 0,984 + 0,260 + 0,500 + 0,920) \cdot \frac{1,95^2}{2 \cdot 9,81} = 0,707 \text{ м}$$

где количество колен принимаем два, задвижку – одну, вход во всасывающую трубу – один, тройник – один.

Определяем суммарные потери напора при промывке скорого фильтра по (180):

$$\sum h = 4,314 + 0,776 + 0,066 + 1,290 + 0,218 + 0,707 = 7,371 \text{ м.}$$

Определяем геометрическую высоту подъёма воды от дна резервуара чистой воды до верхней кромки желобов над фильтром по формуле (181):

$$h_2 = 0,57 + 0,9 + 0,5 + 5,0 = 6,97 \text{ м,}$$

где  $H_{pчв}$  – глубина воды в резервуаре чистой воды, принимаем  $H_{pчв} = 5,0$  м.

Необходимый напор промывного насоса согласно формуле (182) составит:

$$H = 6,97 + 7,371 + 1,5 = 15,841 \text{ м,}$$

где  $h_3$  – запас напора (на первоначальное загрязнение фильтра),  $h_3 = 1,5$  м.

Производительность промывных насосов определяем по формуле (183):

$$Q = 6 \cdot 43,20 = 259,2 \text{ л/с} = 933,12 \text{ м}^3/\text{ч.}$$

По таблице V.25 /3/ принимаем один насос для подачи промывной воды марки Д 1000-40 (14НДс). Параметры насоса: подача  $Q_n = 1000 \text{ м}^3/\text{ч} = 277,8 \text{ л/с}$ ; напор  $H = 40 \text{ м}$ ; мощность электродвигателя  $N = 160 \text{ кВт}$ .

#### 9) Подбор воздуходувки.

Выбор марки воздуходувки производится по максимальной производительности и максимальному давлению, которое приблизительно равно давлению промывной воды перед входом в фильтр.

Определяем необходимую производительность воздуходувки по формуле (218):

$$q_{\text{возд}} = 0,06 \cdot 19 \cdot 43,2 = 49,25 \text{ м}^3/\text{мин}.$$

Давление, развиваемое воздуходувкой по формуле (219) составит:

$$p_{\text{возд}} \geq \frac{15,841}{102} = 0,155 \text{ МПа},$$

где  $H_n$  – максимальный напор промывного насоса,  
 $H_n = 15,247 \text{ м}$ .

К установке, согласно таблице ПЗ Приложения, принимаем пять воздуходувок марки ВК-12 (производительностью  $Q_6 = 9,2 \text{ м}^3/\text{мин}$ ) и шесть воздуходувок марки ВК-3 (производительностью  $Q_6 = 0,55 \text{ м}^3/\text{мин}$ ) с избыточным давлением  $P_6 = 16 \text{ м} = 0,157 \text{ МПа}$ . Общий расход воздуха, подаваемый воздуходувками составит:

$$q_{\text{возд}} = 5 \cdot 9,2 + 6 \cdot 0,55 = 49,3 \text{ м}^3/\text{мин} = 0,822 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Диаметр трубопровода, подводящего воздух определяем по формуле (220):

$$d_6 = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,259}{3,14 \cdot 18}} = 0,13 \text{ м},$$

где  $q_6$  – расход воздуха, находим по формуле (221):

$$q_6 = 19 \cdot 43,2 = 259,2 \text{ л/с} = 0,259 \text{ м}^3/\text{с};$$



$V_g$  – скорость движения воздуха в трубе, принимаем  $V_g = 18$  м/с.

Принимаем диаметр трубопровода, подводящего воздух  $d_g = 125$  мм и уточняем скорость движения воздуха:

$$V_g = \frac{4 \cdot q_g}{\pi \cdot d_g^2} = \frac{4 \cdot 0,259}{3,14 \cdot 0,125^2} = 21,11 \text{ м/с},$$

что не превышает рекомендуемого предела  $V_g = 15 - 20$  м/с более, чем на 15%.

#### 10) Расчёт баков промывной воды.

Промывка контактных осветлителей производится неочищенной водой, для чего проектируем специальные баки промывной воды.

Расход воды на промывку одного контактного осветлителя находим по формуле (246):

$$W_{np} = \frac{43,2 \cdot 60 \cdot (3,5 \cdot 6 + 6 \cdot 7)}{1000} = 163,30 \text{ м}^3.$$

Ёмкость баков рассчитывается на две промывки, тогда общая ёмкость баков для промывки контактных осветлителей составит;

$$W_{np}^{общ} = 163,3 \cdot 2 = 326,6 \text{ м}^3.$$

Принимаем для промывки осветлителя два бака ёмкостью  $163,84 \text{ м}^3$  каждый, размеры бака  $6,4 \times 6,4 \times 4,0$  м.

11) Для опорожнения контактного осветлителя в нижней части коллектора распределительной системы устраиваем трубопровод с запорным устройством диаметром, обеспечивающим скорость потока воды в осветлителе не более 2 м/ч.

## 10 РАСЧЕТ БАРАБАННЫХ ФИЛЬТРОВ

Для защиты распределительных систем осветителей от засорения могут использоваться барабанные фильтры для грубого процеживания воды.

Сетчатые барабанные фильтры располагают над входной камерой или сразу за камерой, установка их в отдельно стоящем здании допускается при обосновании.

Расход воды на собственные нужды барабанных сеток согласно п. 6.14 /1/ следует принимать 0,05% от расхода воды, подаваемой на станцию с контактными осветителями, для микрофильтров – 1,5%. Исходя из вышесказанного определяют расчётную производительность барабанных фильтров и по таблице П1 Приложения подбирают тип фильтра и их рабочее количество. Количество резервных фильтров принимают: при количестве рабочих 1 – 5 фильтров – один резервный; 6 – 10 – два резервных; более 11 – три.

По /4/ подбирают диаметр трубопровода, подводящего воду к сетчатым фильтрам исходя из расхода, приходящегося на один фильтр и скорости движения воды  $V_{подв} \cong 1$  м/с.

Промывка фильтров производится водой, прошедшей сетки и подаваемой специальными насосами. Производительность промывного насоса принимается на подачу максимального расхода, равного 3% производительности сетчатых фильтров.

Напор промывного насоса определяют исходя из необходимости создания свободного напора в трубопроводе разбрызгивателей (10 – 15 мм вод.ст.), потерь напора в промывном трубопроводе и промывном устройстве.

Диаметр трубопровода, подающего промывную воду, определяют по /4/ исходя из расхода промывной воды и скорости  $V_{пром} \leq 1,5$  м/с.

Сетчатые барабанные фильтры устанавливают в камерах с водосливной стенкой. Габаритные размеры камеры в плане находят по числу установленных в ней фильтров, тол-

щиной стенок камеры (200 мм), шириной входного канала и канала фильтрата (0,7 – 1,2 м).

Высота камеры определяется диаметром барабана сетчатого фильтра и глубиной погружения его в воду (обычно на 2/3 фильтра). Размеры камеры приведены в таблице П1 Приложения.

## 11 РАСЧЁТ КОНТАКТНЫХ ПРЕФИЛЬТРОВ

Контактные префильтры (фильтры) применяют при двухступенчатом фильтровании для предварительной очистки воды перед скорыми фильтрами (второй ступени). Контактные префильтры возможно применять также в одноступенчатых схемах очистки, если содержание взвешенных веществ в исходной воде не превышает  $50 - 60 \text{ г/м}^3$ .

Конструкция контактных префильтров аналогична конструкции контактных осветлителей с поддерживающими гравийными слоями и водо-воздушной промывкой. Они также как и контактные осветлители работают по принципу контактной коагуляции, но направление фильтрования в них сверху вниз (как в обычных скорых фильтрах).

Для увеличения грязеемкости фильтрующую загрузку контактных префильтров делают двух- или многослойной, а также из крупнозернистого материала.

Характеристика контактных префильтров приведена в таблице 6.

Таблица 6 – Характеристика контактных префильтров

Параметры загрузки			Скорость фильтрования, м/ч	
высота слоёв кварцевого песка, м		эквивалентный диаметр зёрен, мм	при нормальном режиме	при форсированном режиме
при крупности зёрен 5 – 2 мм	при крупности зёрен 2 – 1 мм			
0,5 – 0,6	2,0 – 2,3	1,1 – 1,3	5,5 – 6,5	6,5 – 7,5

Грязеемкость контактных префильтров приблизительно такая же как у контактных осветлителей, а эксплуатационные затраты несколько ниже, кроме того при использовании контактных префильтров не требуется устройства сооружений для защиты распределительных систем от загрязнения (барбанных фильтров или микрофильтров).

Преимуществом контактных префильтров является возможность форсирования их работы путём повышения скорости фильтрования до  $9 \text{ м/ч}$  с одновременным увеличением

полезной подачи воды в водопроводную сеть в период максимального водопотребления.

Раствор коагулянта рекомендуется подавать в воду непосредственно перед поступлением её в фильтрующую загрузку контактных префильтров.

Порядок расчёта контактных префильтров следующий:

Определение расхода воды, поступающего в контактный префильтр.

Расход воды, поступающей на контактные префильтры, определяют по формуле:

$$Q_{кпф} = Q_{полезн} + 3,6 \cdot w \cdot n \cdot t_1 \cdot f_{\phi}. \quad (247)$$

Далее порядок расчёта аналогичен расчёту контактного осветлителя. При этом необходимо учесть следующее. Отвод воды в контактных префильтрах осуществляется системой желобов, режим промывки аналогичен режиму промывки контактных осветлителей, но она осуществляется неочищенной водой, для чего проектируют специальные баки (см. раздел 9).

## 12 РАСЧЕТ КРУПНОЗЕРНИСТЫХ ФИЛЬТРОВ

Крупнозернистые (грубозернистые) фильтры применяются для частичного осветления воды, предназначенной для технических целей, если мутность в источнике водоснабжения не превышает  $150 \text{ г/м}^3$ . Они задерживают до 50 – 60% взвешенных веществ крупностью более 0,05 м, содержащихся в исходной воде.

Крупнозернистые фильтры могут быть напорными и открытыми. Напорные фильтры рассчитывают на предельную потерю напора в фильтрующей загрузке и дренаже до 15 м, открытые – 3,0 – 3,5 м. В открытых фильтрах расчётная скорость фильтрования обеспечивается слоем воды не менее 1,5 м над поверхностью загрузки.

Для загрузки фильтров используют кварцевый песок, дроблённый антрацит и другие зернистые материалы, обладающих требуемой механической прочностью и химической стойкостью. Характеристика загрузки, скорости фильтрования приведены в таблице 7.

Таблица 7 – Характеристика крупнозернистых фильтров

Материал загрузки	Крупность зёрен, мм	Коэффициент неоднородности (не более)	Высота загрузки, м	Скорость фильтрования, м/ч
Кварцевый песок	0,8 – 1,8	1,8	1,5 – 2,0	10 – 12
	1,5 – 2,5	2,0	2,5 – 3,0	13 – 15
Дроблённый антрацит	0,8 – 1,8	1,8	1,5 – 2,0	10 – 12
	1,5 – 2,5	2,0	2,5 – 3,0	13 – 15

Помывку крупнозернистых фильтров проектируют водо-воздушной, распределительные системы для воды и воздуха делают раздельными или объединёнными как у скорых фильтров. Режим промывки принимают следующий: взрыхление фильтрующей загрузки воздухом с интенсивностью 15 – 25 л/(с·м<sup>2</sup>) – 1 мин; водо-воздушная промывка с интенсивностью 3,5 – 5 л/(с·м<sup>2</sup>) воды и 15 – 25 л/(с·м<sup>2</sup>) воздуха – 5 мин; отмывка водой с интенсивностью 7 – 9 л/(с·м<sup>2</sup>) – 3 мин.

Расчёт устройств для сбора промывной воды производят как и для скорых фильтров.

Площадь крупнозернистых фильтров определяют по формуле (242). При количестве фильтров до 10 предусматривают возможность отключения на ремонт одного фильтра, при количестве более 10 – двух фильтров. При этом скорость фильтрования на оставшихся фильтрах не должна превышать наибольших значений, указанных в таблице 7.

### 13 РАСЧЕТ ПРЕДВАРИТЕЛЬНЫХ ФИЛЬТРОВ

Предварительные фильтры (префильтры) применяют для частичного осветления воды с мутностью  $50 - 250 \text{ г/м}^3$  перед подачей её на медленные фильтры на установках малой производительностью. Префильтры могут использоваться взамен отстойников.

Скорость фильтрования на префильтрах (когда один префильтр отключен на ремонт) принимают в зависимости от мутности: при мутности до  $100 \text{ г/м}^3$  скорость фильтрования не более  $5 \text{ м/ч}$ ; при мутности  $100 - 200 \text{ г/м}^3$  – не более  $3 \text{ м/ч}$ ; при мутности  $200 - 250 \text{ г/м}^3$  – не более  $2,5 \text{ м/ч}$ .

Крупность зёрен и высота слоёв загрузки префильтров приведена в таблице 8.

Таблица 8 – Характеристика загрузки префильтров

Крупность зёрен, мм	1 – 2	2 – 4	4 – 8	8 – 16	16 – 32	Всего
Толщина слоя, мм	600 – 700	100	100	100	150	1050 1150

Количество фильтров для отключения на ремонт и скорость фильтрования на оставшихся фильтрах принимается также как и для крупнозернистых фильтров (см. раздел 11 и таблицу 7).

Слой воды над поверхностью фильтрующей загрузки принимают  $1,5 \text{ м}$ . Промывку фильтрующего материала производят током воды снизу вверх. Распределительную систему для подачи промывной воды и отвода фильтрата делают большого сопротивления (как у скорых фильтров). Интенсивность промывки принимают  $12 - 14 \text{ л/(с·м}^2)$ , продолжительность –  $6 - 7 \text{ мин}$ . Промывка может осуществляться как очищенной, так и неочищенной водой. Если используется неочищенная вода, то во избежание засорения отверстий дренажной системы следует применять дренажи с отверстиями более  $5 \text{ мм}$ .

Возможно использование водо-воздушной промывки в следующем режиме: продувка сжатым воздухом с Интенсив-



ностью  $18 \text{ л}/(\text{с}\cdot\text{м}^2)$  в течении 10 мин при спущенном до кромки промывных желобов уровне воды; совместная водо-воздушная промывка с интенсивностью подачи сжатого воздуха  $5 - 7 \text{ л}/(\text{с}\cdot\text{м}^2)$  и одновременно начинают подавать воду, продолжительность данного этапа –  $5 - 7$  мин; затем прекращают подачу сжатого воздуха и интенсивность подачи воды доводят до  $10 - 12 \text{ л}/(\text{с}\cdot\text{м}^2)$ , продолжительность отмывки водой  $5 - 7$  мин.

Отвод промывной воды в префильтрах осуществляют навесными желобами, верхняя кромка которых расположена на  $40 - 50$  см выше фильтрующей загрузки.

Количество префильтров на станции безреагентной обработки должно быть не менее двух. Префильтры обычно располагают в зданиях. Допускается также их располагать на открытом воздухе в районах с мягким климатом, если они эксплуатируются только во время паводков или «цветения» воды в водоёме.

## 14 РАСЧЕТ МЕДЛЕННЫХ ФИЛЬТРОВ

Медленные фильтры применяют для безреагентного осветления и частичного обесцвечивания воды поверхностных источников, если цветность очищаемой воды не превышает 50 град.

По способу регенерации фильтрующей загрузки различают следующие конструкции медленных фильтров: с удалением загрязнённого слоя и отмывкой его вне фильтра; с отмывкой загрязнённого слоя в фильтре при механическом рыхлении и смыве загрязнений.

В зависимости от содержания взвешенных веществ рекомендуются следующие схемы сооружений станции безреагентной очистки: 1) при количестве взвешенных веществ до  $50 \text{ г/м}^3$  – медленные фильтры с удалением песка при регенерации; 2) до  $700 \text{ г/м}^3$  – медленные фильтры с механическим рыхлением и гидросмывом загрязнений без удаления песка при регенерации; 3) до  $1000 \text{ г/м}^3$  – префильтры (отстойники), медленные фильтры с механическим рыхлением и гидросмывом загрязнений без удаления песка при регенерации.

Медленные фильтры представляют собой железобетонные или кирпичные резервуары прямоугольной или круглой в плане формы, открытые или закрытые, заполненные фильтрующим материалом – кварцевым песком, уложенным на поддерживающие слои с соответствующей дренажной системой. Фильтрующий слой состоит из хорошо промытого песка размером зёрен  $0,3 - 1,0 \text{ мм}$ , высота фильтрующего слоя при регенерации с удалением слоя –  $1,0 - 1,2 \text{ м}$ ; при регенерации с промывкой слоя –  $0,4 - 0,5 \text{ м}$ . Поддерживающий слой состоит из крупного песка, щебня, гравия или гальки, высота поддерживающего слоя –  $0,35 - 0,45 \text{ м}$ . Рекомендуемая высота поддерживающих слоёв и крупность загрузки приведена в таблице 9.

Таблица 9 – Характеристика поддерживающих слоёв медленных фильтров

Материал загрузки	Крупность зёрен, мм	Высота слоя, мм
крупный песок	1 – 2	50
гравий или щебень	2 – 4	100
гравий или щебень	4 – 8	100
гравий или щебень	8 – 16	100
гравий или щебень	16 – 32	150

Высота слоя воды над фильтрующей загрузкой должен составлять 1,2 – 1,5 м. При наличии перекрытия над фильтром расстояние от него до поверхности песка должно быть не менее 2 м.

Расчётная скорость фильтрования зависит от содержания взвешенных веществ в очищаемой воде и принимается в соответствии с таблицей 10.

Таблица 10 – Рекомендуемые скорости фильтрования на медленных фильтрах

Содержание взвешенных веществ в очищаемой воде, г/м <sup>3</sup>	Скорость фильтрования, м/ч	
	при работе всех фильтров	при выключении одного фильтра на ремонт или чистку (не более)
до 25	0,2	0,3
свыше 25	0,1	0,2

Площадь медленных фильтров опрееляется по формуле:

$$f_{\phi} = \frac{Q_{полн}}{24 \cdot V}, \quad (248)$$

где  $V$  – расчётная скорость фильтрования, м/ч.

Число фильтров на станции должно быть не менее двух.

В медленных фильтрах небольшого размера (до 10 – 15 м<sup>2</sup>) специальный дренаж можно не устраивать – им служат поддерживающие слои. В этом случае по оси фильтра на дне утапливают сборный лоток, который перекрывают кирпичами или бетонными плитами, укладываемыми с прозорами. Дно фильтра выполняют с уклоном в сторону лотка не менее 0,01.

В фильтрах большой производительности устраивают дренажную систему из дырчатых труб, из поставленных на ребро кирпичей, перекрытых сверху кирпичами, уложенными спрозорами, или из бетонных дырчатых плит.

При сооружении медленных фильтров предусматривают следующие трубопроводы: трубопровод подачи воды снизу вверх для наполнения фильтра перед пуском чистой водой, трубопровод сброса первого фильтрата в сток, трубопровод подачи осветляемой воды на фильтр сверху на уровне песка во избежание его размыва.

Грязеёмкость медленного фильтра в зависимости от свойств задерживаемой взвеси колеблется от 0,5 до 1,0 кг сухого вещества на 1 м<sup>2</sup> площади фильтра. По исчерпанию грязеёмкости (1 раз в 10 – 30 дней) фильтр необходимо чистить.

Чистка фильтра с удалением песка при регенерации сводится к следующему: удаляют верхний загрязнённый слой песка толщиной 15 – 20 мм и отправляют его на промывку. Для этого воду в фильтре спускают на 200 – 250 мм ниже поверхности песка, после чего верхний слой снимают специальными машинами или вручную лопатами. После 10 – 15 чисток рабочий слой песка уменьшается до 800 мм и фильтры догружают промытым песком до начальной толщины фильтрующего слоя.

Фильтры без удаления песка регенерируют следующим образом: производят механическое рыхление фильтрующей загрузки и проводят гидросмыв загрязнений. При этом предусматривают ширину секции фильтра не более 6 м и длину до 60 м. Количество воды, расходуемой на смыв загрязнений в одной секции фильтра определяют по формуле:

$$W_c = q_o \cdot b \cdot l, \quad (249)$$

где  $q_o$  – удельный расход воды на смыв загрязнений с 1 м<sup>2</sup> фильтрующей поверхности,  $q_o = 0,09 – 0,18 \text{ м}^3/\text{м}^2$ ;

$b$  – ширина секции, м;

$l$  – длина секции, м.

Время, затрачиваемое на смыв загрязнений с 1 м<sup>2</sup> фильтра, принимают равным 10 с. Вода на регенерацию подаётся специальным насосом или из бака.

Метод очистки воды на медленных фильтрах обеспечивает высокую степень очистки, не требует применения реагентов, прост в эксплуатации, должен обслуживаться высококвалифицированным персоналом, стоимость очистки на медленных фильтрах в 3 – 5 раз меньше в сравнении с реагентной очисткой на скорых фильтрах.

Недостатками медленных фильтров являются: высокая строительная стоимость, непригодность для обработки высокоцветных вод, трудоёмкость очистки фильтрующей загрузки, большая занимаемая ими площадь (при производительности 2000 м<sup>3</sup>/ч для фильтров необходима площадь 1 га).

## 15 ПЕСКОВОЕ ХОЗЯЙСТВО

Песковое хозяйство предназначено для хранения и подготовки кварцевого песка, используемого в качестве фильтрующей загрузки фильтров, префильтров, контактных осветлителей и т.д. Кварцевый песок, используемый в качестве фильтрующей загрузки, должен быть очищен от примесей и иметь определённый гранулометрический состав.

При устройстве пескового хозяйства предусматривают установки для подготовку карьерного песка, во-первых, на аварийную перезагрузку одного фильтра (при количестве фильтров на станции до 20) и двух фильтров – при большем количестве фильтров на станции, во-вторых, ежегодной дозагрузки фильтрующего материала в размере 10% от общего его объёма. Кроме того, требуется периодическая отмывка загрузённой загрузки.

**Пример 16.** Рассчитать песковое хозяйство для подготовки фильтрующей загрузки в скорые фильтры. Количество фильтров на станции  $N_\phi = 12$  шт, площадь одного фильтра  $f_{\phi 1} = 43,26 \text{ м}^2$ , высота фильтрующего слоя  $H_{\phi c} = 1,4 \text{ м}$ .

Объём песка, загружаемого во все фильтры перед пуском станции составит:

$$W_n = N_\phi \cdot f_{\phi 1} \cdot H_{\phi c} = 12 \cdot 43,26 \cdot 1,4 = 726,77 \text{ м}^3. \quad (250)$$

Годовая потребность в дополнительном количестве песка (10% дозагрузка):

$$W_o = 0,1 \cdot W_n = 0,1 \cdot 726,77 = 72,68 \text{ м}^3. \quad (251)$$

Аварийный запас фильтрующей загрузки на перезагрузку одного фильтра составит:

$$W_{n1} = f_{\phi 1} \cdot H_{\phi c} = 43,26 \cdot 1,4 = 60,56 \text{ м}^3. \quad (252)$$

Общий объём отсортированной фильтрующей загрузки:

$$W_\phi = W_o + W_{n1} = 72,68 + 60,56 = 133,24 \text{ м}^3. \quad (253)$$

Для хранения отсортированной загрузки принимаем две железобетонные ёмкости, размещаемые в фильтровальном цехе, размер ёмкостей  $6 \times 6 \times 2$  м. Объём песка в данных ёмкостях составит:

$$W_{om} = 5,8 \cdot 5,8 \cdot 2 \cdot 2 = 134,56 \text{ м}^3.$$

Принимаем, что в карьерном сырье содержится 55% песка, пригодного для загрузки фильтра. Тогда потребность в карьерном песке перед пуском станции:

$$W'_n = \frac{100 \cdot W_n}{55} = \frac{100 \cdot 573,44}{55} = 1042,62 \text{ м}^3, \quad (254)$$

а годовая потребность в карьерном песке для его дозагрузки в фильтре составит:

$$W'_o = \frac{100 \cdot W_o}{55} = \frac{100 \cdot 57,34}{55} = 104,26 \text{ м}^3. \quad (255)$$

Общий объём скаладированного сырья составит:

$$W_c = W'_n + W'_o = 1042,62 + 104,26 = 1146,88 \text{ м}^3. \quad (256)$$

Необходимая площадь для складирования сырья при высоте слоя  $h_c = 1,5$  м:

$$F_c = \frac{W_c}{h_c} = \frac{1146,88}{1,5} = 764,59 \text{ м}^2. \quad (257)$$

Принимаем две асфальтированных песковых площадки для хранения карьерного сырья и подготовки фильтрующей загрузки в фильтры размером  $28 \times 28$  м.

## 16 РЕЗЕРВУАРЫ ЧИСТОЙ ВОДЫ

Резервуары чистой воды предназначены для сбора осветлённой воды перед подаче её на насосную станцию сторго подъёма, а также для хранения противопожарного запаса воды на станции очистки.

Объём резервуаров чистой воды определяют по формуле:

$$W_{РЧВ} = W_p + W_{нпз} + W_{пром}, \quad (258)$$

где  $W_p$  – объём регулирующей ёмкости РЧВ, м<sup>3</sup>;

$W_{нпз}$  – ёмкость для хранения неприкосновенного запаса, м<sup>3</sup>:

$$W_{нпз} = W_n + \sum Q_{\max} - \sum Q, \quad (260)$$

где  $W_n$  – расход на тушение пожара в течении 3 ч, м<sup>3</sup>:

$$W_n = 3,6 \cdot 3 \cdot n \cdot (q_{нн} + q_{внн}), \quad (261)$$

где  $n$  – расчётное количество пожаров;

$q_{нн}$  – расход воды на один наружный пожар;

$q_{внн}$  – расход воды на один внутренний пожар;

$\sum Q_{\max}$  – суммарный расход воды в течении 3 ч наибольшего водопотребления, м<sup>3</sup>;

$\sum Q$  – объём воды, подаваемый на очистные сооружения, за 3 ч тушения пожара, м<sup>3</sup>:

$$\sum Q = \frac{3 \cdot Q_{полн}}{24}; \quad (262)$$

$W_{пром}$  – объём промывной воды, м<sup>3</sup>:

$$W_{пром} = 3,6 \cdot n \cdot (\omega_1 \cdot t_1 + \omega_2 \cdot t_2) \cdot f_{\phi}. \quad (263)$$

В курсовом проекте объём РЧВ можно принять:

$$W_{РЧВ} = (10 \div 15\%) \text{ от } Q_{полн}. \quad (264)$$

Минимальное количество РЧВ принимают – два, глубину РЧВ принимают  $h_{РЧВ} = 4,5 - 5,0$  м и определяют размеры в плане каждого из РЧВ.



## 17 СОСТАВЛЕНИЕ ВЫСОТНОЙ СХЕМЫ

Высотная схема представляет собой графическое изображение в профиле всех сооружений станции очистки с взаимной увязкой высоты их расположения на местности. Данная схема позволяет установить зависимость между уровнями воды и основными отметками сооружений.

При компоновке сооружений станции очистки необходимо, во-первых, компактно разместить все сооружения с обеспечением удобства их эксплуатации, во-вторых, создать условия самотечного движения воды на всём пути: от головного сооружения до резервуара чистой воды.

Для обеспечения самотечного движения воды в очистных сооружениях, самотечного отвода сточных вод и осадков из сооружений следует максимально использовать рельеф местности. Это позволяет уменьшить заглубление сооружений, а, следовательно, сократить объём земельных работ, удешевить устройство фундамента, что позволяет снизить строительную стоимость станции очистки.

Применение напорных схем целесообразно только на станциях небольшой производительности для осветления воды на напорных фильтрах.

Составление высотной схемы начинают с наиболее низко расположенного сооружения – резервуара чистой воды. При определении отметок уровней воды в элементах сооружений водоочистой станции за начальную отметку принимают отметку поверхности земли площадки водоочистой станции  $z_1$ .

Отметку наивысшего уровня воды в РЧВ  $z_2$  обычно назначают из экономических и санитарных соображений на 0,5 м выше отметки  $z_1$ . Затем, задаваясь потерями напора, определяют отметки уровней в отдельных сооружениях станции и соединительных коммуникациях между ними. Для ориентировочных расчетов эти потери можно принять согласно данным таблиц 11 и 12.

Таблица 11 – Потери напора в различных технологических сооружениях

Сооружения и оборудование	Потери напора, м
барабанные сетки и микрофильтры	0,4 – 0,6
сетки входной камеры контактных осветлителей	0,2
входная (контактная) камера устройства ввода реагентов	0,3 – 0,5
смесители	0,1 – 0,3
камеры хлопьеобразования	0,5 – 0,6
отстойники	0,4 – 0,5
осветлители с взвешенным осадком	0,7 – 0,8
скорые фильтры	3,0 – 3,5
контактные осветлители и префильтры	2,0 – 2,5
медленные фильтры	1,5 – 2,0
измерительная аппаратура	0,5
индикаторы расхода	0,2 – 0,3

Таблица 12 – Потери напора в соединительных коммуникациях

Соединительные коммуникации	Потери напора, м
от сетчатых барабанных фильтров или входных камер к смесителям	0,2
от смесителей к отстойникам, осветлителям с взвешенным осадком	0,3 – 0,5
от смесителя или входной камеры к контактным осветлителям	0,5 – 0,7
от отстойников, осветлителей с взвешенным осадком или префильтров к фильтрам	0,5 – 0,6
от фильтров или контактных осветлителей к РВЧ	0,5 – 1,0

Диаметры трубопроводов соединительных коммуникаций определяют в зависимости от величины расчётного расхода и допускаемых скоростей её движения, которые приведены в таблице 13.

Таблица 13 – Расчётные скорости движения воды в трубах и каналах, соединяющих сооружения станции очистки

Трубопроводы и каналы	Расчётные скорости движения воды, м/с
от насосной станции первого подъёма к смесителю	1,0 – 1,2
от смесителя к камере хлопьеобразования или к осветлителю	0,8 – 1,0
от камеры хлопьеобразования к отстойнику	0,05 – 0,1
от отстойников (осветлителей) к фильтрам	0,8 – 1,2
от фильтров к РВЧ	1,0 – 1,5
трубы и каналы, подводящие промывную воду к фильтрам	1,5 – 2,0
канал для отвода промывной воды после фильтров	0,8 – 2,0

## 18 ИСПОЛЬЗОВАНИЕ ВОДЫ ОТ ПРОМЫВКИ ФИЛЬТРОВ

Для уменьшения расхода воды для собственных нужд станции очистки необходимо устраивать сооружения, позволяющие очищать и повторно использовать сбросную воду после промывки фильтров (контактных префильтров, осветлителей).

С этой целью устраивают песколовку, где происходит задержание взвеси, а затем вода поступает в резервуары – усреднители, после которых вода перекачивается в трубопровод перед смесителем. Резервуар – усреднитель предназначен также для приёма залповых сбросов.

**Пример 17.** Рассчитать сооружения для повторного использования воды, после промывки контактных осветлителей, рассчитанных в примере 15. Площадь одного Контактного осветлителя  $f_{кол} = 43,2 \text{ м}^2$ , количество контактных осветлителей  $N_{ко} = 12$  шт, интенсивность подачи воды при водовоздушной промывки  $\omega_1 = 3,5 \text{ л}/(\text{с} \cdot \text{м}^2)$ , продолжительность  $t_1 = 6$  мин, интенсивность подачи воды при отмывке  $\omega_2 = 6 \text{ л}/(\text{с} \cdot \text{м}^2)$ , продолжительность  $t_2 = 7$  мин,.

### Первая схема использования промывных вод.

Для повторного использования сбросной промывной воды предусматриваем резервуар – усреднитель со встроенной песколовкой.

### Расчёт песколовки.

Определяем расход общий расход воды при промывке контактного осветлителя:

$$q_{пр} = \omega \cdot f_{кол} = (3,5 + 6) \cdot 43,2 = 410,4 \text{ л/с} = 0,41 \text{ м}^3/\text{с}. \quad (265)$$

Принимаем скорость движения воды в песколовке  $V_n = 0,15 \text{ м/с}$  (рекомендуемая скорость –  $V_n = 0,15 - 0,30 \text{ м/с}$ ), рассчитываем рабочую площадь живого сечения песколовки:

$$f_n = \frac{q_{np}}{V_n} = \frac{0,41}{0,15} = 2,73 \text{ м}^2. \quad (266)$$

Принимаем глубину проточной части песколовки  $h_n = 0,8$  м (рекомендуемая расчётная высота  $h_n = 0,25 - 1,0$  м), тогда ширина проточной части составит:

$$b_n = \frac{f_n}{h_n} = \frac{2,73}{0,8} = 3,4 \text{ м}^2. \quad (267)$$

Определяем глубину осадочной части песколовки:

$$h_{oc} = 0,5 \cdot h_n = 0,5 \cdot 0,8 = 0,4 \text{ м}. \quad (268)$$

Рабочая высота песколовки составит:

$$h_p = h_n + h_{oc} + h_3 = 0,8 + 0,4 + 0,2 = 1,4 \text{ м}, \quad (269)$$

где  $h_3$  – запас высоты над уровнем воды в песколовке,  $h_3 = 0,2$  м.

Рабочая высота песколовки должна составлять  $h_p = 0,5 - 2,0$  м.

Определяем длину рабочей части песколовки:

$$l_n = V_n \cdot t_n = 0,15 \cdot 30 = 4,5 \text{ м}. \quad (270)$$

где  $t_n$  – продолжительность пребывания воды в песколовке,  $t_n \geq 30$  с, принимаем  $t_n = 30$  с.

Объём рабочей части пескового резервуара составит:

$$\begin{aligned} W_n &= 2 \cdot 2 \cdot l_n \cdot (b_n - h_{oc} \cdot \text{ctg} \alpha) \cdot h_{oc} = \\ &= 2 \cdot 2 \cdot 4,5 \cdot (3,4 - 0,4 \cdot \text{ctg} 60) \cdot 0,4 = 22,82 \text{ м}^2, \end{aligned} \quad (271)$$

где  $\alpha$  – угол наклона осадочной части песколовки,  $\alpha = 60^\circ$ .

Расчёт резервуара – усреднителя.

Определяем объём одного резервуара – усреднителя (из расчёта объёма воды на одну промывку контактного осветлителя):

$$W_{рез} = \frac{f_{ко1} \cdot (\omega_1 + \omega_2) \cdot (t_1 + t_2) \cdot 60}{1000} =$$

$$= \frac{43,2 \cdot (3,5 + 6) \cdot (6 + 7) \cdot 60}{1000} = 320,11 \text{ м}^3. \quad (272)$$

Так как количество промывок контактных осветлителей в сутки – 2, то резервуар – усреднитель должен состоять из двух отделений ёмкостью по  $320,11 \text{ м}^3$ . Принимаем высоту слоя воды в резервуаре  $h = 3,1 \text{ м}$  (рекомендуемая высота  $h = 2,5 - 3,5 \text{ м}$ ). Полная строительная высота резервуара:

$$h_c = h + (0,3 - 0,5) = 3,1 + 0,3 = 3,4 \text{ м}. \quad (273)$$

Тогда площадь резервуара составит:

$$f_{рез} = \frac{W_{рез}}{h} = \frac{320,11}{3,1} = 103,26 \text{ м}^2. \quad (274)$$

Принимаем резервуар прямоугольной формы шириной  $b = 6 \text{ м}$ , длиной  $l = 18 \text{ м}$ . Таким образом, размеры одного отделения резервуара – усреднителя:  $6 \times 18 \times 3,4 \text{ м}$ .

Рабочий объём одной секции резервуара с учётом толщины стенок:

$$\begin{aligned} W_{рез}^{раб} &= (b - 0,2) \cdot (l - 0,2) \cdot h = \\ &= (6 - 0,2) \cdot (18 - 0,2) \cdot 3,1 = 320,04 \text{ м}^3. \end{aligned} \quad (275)$$

В наиболее напряжённый паводковый период производят  $n$  промывок каждого контактного осветлителя в сутки, принимая  $n = 2$ , общее количество промывок за сутки составит:

$$\sum n = n \cdot N_{ко} = 2 \cdot 12 = 24. \quad (276)$$

При данных условиях на каждый цикл использования залпового сброса промывной воды приходится интервал времени:

$$T = \frac{24}{\sum n} = \frac{24}{24} = 1 \text{ ч}. \quad (277)$$

Однако, данное время не укладывается во время прохождения операций, поэтому принимаем, что на промывке находится одновременно два контактных осветлителя, тогда интервал времени составит:

$$T = \frac{24}{12} = 2 \text{ ч} = 120 \text{ мин.}$$

Этот интервал времени распределяем между отдельными операциями повторного использования промывной воды – таблица.

Таблица – Продолжительность отдельных операций повторного использования промывной воды.

Номер операции	Наименование операции	Длительность операции, мин	Время с начала промывки, мин
1	Водо-воздушная промывка контактного осветлителя	6	6
2	Отмывка контактного осветлителя водой	7	13
3	Пробег сбросной промывной воды от контактного осветлителя через песколовку в резервуар – усреднитель	15	28
4	Освещение зала промывной воды в резервуаре – усреднителе	40	68
5	Перекачка осветлённой воды из резервуара – усреднителя в голову очистных сооружений	20	88
6	Перекачка осевшего в резервуаре – усреднителе осадка в канализацию (или на сооружения обработки осадка)	20	108
7	Резерв времени	12	120

Определяем параметры насосной установки.

Перекачка воды от контактных осветлителей в резервуар – усреднитель осуществляется насосом. Расход перекачиваемой воды составит:

$$Q'_e = \frac{W_{pez}}{t_3} = \frac{320,11}{15} = 21,34 \text{ м}^3/\text{мин} = 1280,4 \text{ м}^3/\text{ч.} \quad (278)$$

Производительность насоса:

$$Q_n^{np} = Q'_e \cdot k_3 = 1280,4 \cdot 1,3 = 1664,52 \text{ м}^3/\text{ч}, \quad (279)$$

где  $k_3$  – коэффициент запаса,  $k_3 = 1,3$ .

По таблице V.25 /3/ для перекачки воды от контактных осветлителей в резервуар – усреднитель принимаем два рабочих насоса марки Д 1000-40 (14НДс). Параметры насоса: подача  $Q_n = 850 \text{ м}^3/\text{ч}$ ; напор  $H = 33 \text{ м}$ ; мощность электродвигателя  $N = 132 \text{ кВт}$ . Принимаем также один резервный насос этой же марки.

Предполагаем, что повторно используется 80% промывной воды, а 20% воды сбрасывается с осадком в сток.

Расход повторно используемой промывной воды составит:

$$Q_6'' = \frac{0,8 \cdot W_{pez}}{t_5} = \frac{0,8 \cdot 320,11}{20} = 12,80 \text{ м}^3/\text{мин} = 768,26 \text{ м}^3/\text{ч}. \quad (280)$$

Производительность насоса составит:

$$Q_n^6 = Q_6'' \cdot k_3 = 768,26 \cdot 1,3 = 998,74 \text{ м}^3/\text{ч}. \quad (281)$$

По таблице V.25 /3/ для перекачки воды из резервуара – усреднителя в голову сооружений принимаем насос марки Д 1000-40 (14НДс). Параметры насоса: подача  $Q_n = 1000 \text{ м}^3/\text{ч}$ ; напор  $H = 40 \text{ м}$ ; мощность электродвигателя  $N = 160 \text{ кВт}$ . Принимаем один рабочий, один резервный насос.

Объём перекачиваемой жидкости с осадком из расчёта 20% от сбросной промывной воды составит:

$$Q_{oc}^{pez} = 0,2 \cdot W_{pez} = 0,2 \cdot 320,11 = 64,02 \text{ м}^3. \quad (282)$$

Расход перекачиваемой жидкости:

$$Q_{oc}' = \frac{Q_{oc}^{pez}}{t_6} = \frac{64,02}{20} = 3,20 \text{ м}^3/\text{мин} = 192 \text{ м}^3/\text{ч}. \quad (283)$$

Производительность насоса:

$$Q_n^{oc} = Q_{oc}' \cdot k_3 = 192 \cdot 1,3 = 249,6 \text{ м}^3/\text{ч}. \quad (284)$$

По таблице V.25 /3/ для перекачки воды с осадком из резервуара – усреднителя в канализацию (или на сооружения обработки осадка) принимаем насос марки ПН-50. Параметры



насоса: подача  $Q_n = 54 \text{ м}^3/\text{ч}$ ; напор  $H = 30 \text{ м}$ ; мощность электродвигателя  $N = 10 \text{ кВт}$ . Принимаем пять рабочих и один резервный насос.

Распределение воды в резервуаре – усреднителе производится дырчатой трубой, уложенной вдоль короткой стены.

Расстояние между отверстиями принимаем  $l_o = 200 \text{ мм} = 0,2 \text{ м}$ , при этом количество отверстий составит:

$$n_o = \frac{b - 0,2}{l_o} = \frac{6 - 0,2}{0,2} = 29 \text{ шт.} \quad (285)$$

Скорость выхода воды из отверстий принимаем  $V_o = 3 \text{ м/с}$  (рекомендуемая скорость  $V_o \geq 2 \text{ м/с}$ ). Диаметр отверстий определяем по формуле:

$$d_o = \sqrt{\frac{Q_n^{np}}{n_o \cdot V_o}} = \sqrt{\frac{0,462}{29 \cdot 3}} = 0,036 \text{ м} = 36 \text{ мм}, \quad (286)$$

где  $Q'_e$  – расход перекачиваемой промывной воды от контактного осветлителя в резервуар – усреднитель,  $Q'_e = 21,34 \text{ м}^3/\text{ч} = 0,462 \text{ м}^3/\text{с}$ .

### Вторая схема использования промывных вод.

Если основная схема сооружений очистки включает скорые фильтры и контактные префильтры (или другие сооружения с двухступенчатым фильтрованием), то для использования промывных вод возможно предусмотреть следующую схему: промывная вода от фильтров поступает в резервуары промывных вод, от контактных префильтров – в отстойники промывных вод.

Отстойники и резервуары промывных вод рассчитываются исходя из периодического поступления вод от промывки.

Объём поступающей промывной воды от контактных осветлителей:

$$q_{np} = \omega \cdot t \cdot f_{\phi 1} = \frac{(3,5 + 6) \cdot (6 + 7) \cdot 60 \cdot 43,2}{1000} = 320,11 \text{ м}^3.$$

Площадь резервуара промывных вод определяем по формуле:

$$F_p = \frac{q_{np}}{h} = \frac{320,11}{4,2} = 76,22 \text{ м}^2,$$

где  $h$  – высота слоя воды в резервуаре промывных вод, типовые высоты:  $h = 4,2$  м;  $h = 3,6$  м.

Площадь резервуара увеличиваем для того, чтобы учесть поступление промывных вод от барабанных сеток. Принимаем площадь резервуара в плане  $F_p = 80 \text{ м}^2$ ; размеры в плане  $8 \times 10$  м. Принимаем две секции, площадь каждой секции  $80 \text{ м}^2$ .

Объём осадка от одного сброса промывных вод:

$$W_{oc}^p = F_p \cdot h_{oc} = 76,22 \cdot 0,5 = 38,11 \text{ м}^3,$$

где  $h_{oc}$  – высота слоя осадка,  $h_{oc} = 0,5 - 0,6$  м.

Возврат осветлённой воды в голову очистных сооружений (от одного сброса воды):

$$q_{возвр} = q_{np} - W_{oc} = 320,11 - 38,11 = 282 \text{ м}^3.$$

Распределение времени цикла залпового сброса ( $T = 120$  мин) между отдельными операциями повторного использования промывной воды осуществляем следующим образом – таблица.

Таблица – Продолжительность отдельных операций повторного использования промывной воды.

Номер операции	Наименование операции	Длительность операции, мин	Время с начала промывки, мин
1	Водо-воздушная промывка контактного осветлителя	6	6
2	Отмывка контактного осветлителя водой	7	13
3	Пробег сбросной промывной воды от контактного осветлителя через песколовку в резервуар промывных вод	10	23
4	Освещение залпа промывной воды в резервуаре	30	53
5	Перекачка осветлённой воды из резервуара в голову очистных сооружений	30	83
6	Перекачка осевшего в резервуаре осадка в канализацию (или на сооружения обработки осадка)	15	98
7	Резерв времени	22	120

Определяем параметры насосной установки.

Перекачка воды от контактных осветлителей в резервуар промывных вод осуществляется насосом. Расход перекачиваемой воды составит:

$$Q'_s = \frac{q_{np}}{t_3} = \frac{320,11}{10} = 32,01 \text{ м}^3/\text{мин} = 1920,7 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Производительность насоса:

$$Q_n^{np} = Q'_s \cdot k_3 = 1920,7 \cdot 1,3 = 2496,91 \text{ м}^3/\text{ч},$$

где  $k_3$  – коэффициент запаса,  $k_3 = 1,3$ .

По таблице V.25 /3/ принимаем два рабочих насоса марки Д 1250-14 (16НДн). Параметры насоса: подача  $Q_n = 1250 \text{ м}^3/\text{ч}$ ; напор  $H = 14 \text{ м}$ ; мощность электродвигателя  $N = 75 \text{ кВт}$ . Принимаем также один резервный насос этой же марки.

Для перекачки осветлённой воды из резервуара промывных вод в голову очистных сооружений:

$$Q_6'' = \frac{q_{\text{возвр}}}{t_5} = \frac{282}{30} = 9,4 \text{ м}^3/\text{мин} = 564 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Производительность насоса составит:

$$Q_6^6 = Q_6'' \cdot k_3 = 564 \cdot 1,3 = 733,2 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

По таблице V.25 /3/ принимаем насос марки Д 800-28 (12НДс). Параметры насоса: подача  $Q_n = 750 \text{ м}^3/\text{ч}$ ; напор  $H = 25 \text{ м}$ ; мощность электродвигателя  $N = 110 \text{ кВт}$ . Принимаем один рабочий, один резервный насос.

Для перекачки осадка из резервуара промывной воды в канализацию (или на сооружения обработки осадка):

$$Q_{oc} = \frac{W_{oc}^p}{t_6} = \frac{38,11}{15} = 2,54 \text{ м}^3/\text{мин} = 152,4 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Производительность насоса:

$$Q_n^{oc} = Q_{oc} \cdot k_3 = 152,4 \cdot 1,3 = 198,12 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

По таблице V.27 /3/ принимаем насос марки ПН-50. Параметры насоса: подача  $Q_n = 54 \text{ м}^3/\text{ч}$ ; напор  $H = 30 \text{ м}$ ; мощность электродвигателя  $N = 10 \text{ кВт}$ . Принимаем четыре рабочих и один резервный насос.

Расчёт отстойника промывных вод осуществляется аналогичным образом.

## 19 СООРУЖЕНИЯ ДЛЯ ОБРАБОТКИ ОСАДКА

На водопроводных очистных станциях в зависимости от технологии обработки воды могут образовываться осадки в отстойниках, осветлителях со взвешенным слоем осадка, при отстаивании промывных вод фильтров, контактных осветлителей, префильтров и т.д.

Физико – химические свойства осадка зависят от качества обрабатываемой воды, вида и дозы применяемых реагентов, условий образования и т.д.

Обработка осадка сводится к его уплотнению и дальнейшему обезвоживанию на специальных сооружениях. Предварительное уплотнение осадка позволяет сократить его объём, снизить непроизводительные потери воды и повысить эффективность последующих процессов обработки. Для уплотнения осадка в используют сгустители, осадкоуплотнители с механическим перемешиванием.

Обезвоживание осадка в естественных условиях производится в прудах – накопителях или иловых площадках.

Пруды – накопители предназначены для накопления и уплотнения осадка. Осветлённая вода из прудов – накопителей отводится в водоём или «голову» очистных сооружений. Их ёмкость рассчитываем из условия накопления и хранения осадка в течении 3 – 5 лет. В качестве прудов – накопителей могут быть использованы карьеры и естественные земляные ёмкости. Для удобства эксплуатации большие пруды – накопители следует разбивать на несколько частей. Устройства для подачи осадка и отвода осветлённой воды следует располагать с противоположных сторон пруда – накопителя.

Иловые площадки в зависимости от качества обрабатываемого осадка и климатических условий могут устраиваться на естественном дренирующем основании, а также на естественном или искусственном основании водонепроницаемом основании с дренажом или без него. В зависимости от климатических условий, где расположены сооружения обработки осадка различают иловые площадки замораживания и пло-

щадки подсушивания. Допускается разбивка площадок на отдельные секции.

Механическое обезвоживание осадка происходит на вакуум – фильтрах, фильтр – прессах, центрифугах.

**Пример 18.** Рассчитать сооружения для обработки осадка. Принять сооружения, рассчитанные в примере 17 и горизонтальный отстойник из примера 11. Принять  $Q_{полн} = 61800 \text{ м}^3/\text{сут}$ ; максимальная мутность очищаемой воды  $M_{\max} = 400 \text{ г/м}^3$ ; минимальная –  $M_{\min} = 20 \text{ г/м}^3$ ; вода обрабатывается коагулянтom, флокулянтom и известью.

Осадок из резервуара – усреднителя, песколовки, отстойника, осветлителя со взвешенным осадком перекачивается в резервуар приёма осадка, далее – в сгуститель для ускорения уплотнения, после этого – в резервуар сгущенного осадка, а затем на сооружения обезвоживания и складирования – накопители.

Осветлённая вода перекачивается центробежными насосами, осадок – поршневыми.

#### Резервуар для приёма осадка.

Объём резервуара для приёма осадка рассчитывают на объём осадка, осевшего в горизонтальном отстойнике (осветлителе со взвешенным слоем осадка) и резервуаре – усреднителе.

$$W_p = Q_{oc}^{pez} + W_{oc} = 64,02 + 523,17 = 587,19 \text{ м}^3,$$

где  $Q_{oc}^{pez}$  – объём воды, перекачиваемой вместе с осадком из резервуара – усреднителя,  $\text{м}^3$ ;

$W_{oc}$  – объём зоны накопления осадка в горизонтальном отстойнике,  $W_{oc} = 523,17 \text{ м}^3$ ;

(для осветлителя со взвешенным слоем осадка, рассчитанном в примере 12: объём осадкоуплотнителя по формуле  $W_{oc} = 70,84 \text{ м}^3$ ).

Принимаем резервуара для приёма осадка, состоящий из двух отделений ( $n = 2$ ). Объём каждого отделения составит:

$$W_{p1} = \frac{W_p}{n} = \frac{587,19}{2} = 293,60 \text{ м}^3.$$

Принимаем высоту слоя осадка  $h = 4,5$  м (рекомендуется  $h = 3,5 - 4,5$  м) и определяем площадь отделения резервуара в плане:

$$F_p = \frac{W_{p1}}{h} = \frac{293,6}{4,5} = 65,24 \text{ м}^2.$$

Размеры в плане каждого отделения в резервуаре  $a \times b = 8,7 \times 8,7$  м.

$$F'_p = (a - 0,2) \cdot (b - 0,2) = (8,7 - 0,2) \cdot (8,7 - 0,2) = 72,25 \text{ м}^2.$$

Высота слоя раствора в каждом отделении резервуаре составит:

$$h' = \frac{W_{p1}}{F'_p} = \frac{293,6}{72,25} = 4,1 \text{ м}.$$

Высота сухого борта:

$$h_{сб} = h - h' = 4,5 - 4,1 = 0,4 \text{ м}.$$

Осветлённая вода из резервуара сбрасывается в канализацию, а осадок далее поступает в сгустители.

#### Сгустители.

Сгустители с медленным механическим перемешиванием следует применять для ускорения уплотнения осадка из скорых фильтров, контактных осветлителей и префильтров, горизонтальных отстойников, осветлителей со взвешенным слоем осадка на станциях водоподготовки с применением коагулянтов и флокулянтов.

Площадь сгустителя определяем по формуле:

$$F_{сг} = \frac{G_{нагр} \cdot \left(1 - \frac{c_n}{c_k}\right)}{k \cdot \rho \cdot \omega_{ос}} \cdot \gamma =$$

$$= \frac{0,163 \cdot \left(1 - \frac{0,02}{0,03}\right)}{0,5 \cdot 1000 \cdot 0,4 \cdot 10^{-3}} \cdot 1015 = 275,74 \text{ м,}$$

где  $G_{нагр}$  – расход осадка, поступающего в сгуститель при времени перекачки  $\tau = 3600$  с:

$$G_{нагр} = \frac{W_p}{\tau} = \frac{587,19}{3600} = 0,163 \text{ м}^3/\text{с};$$

$c_n$  – массовая концентрация твёрдой фазы в начальном осадке при влажности 98%,  $c_n = 0,02$  кг/л;

$c_k$  – массовая концентрация твёрдой фазы в сгущенном осадке при влажности 97%,  $c_k = 0,03$  кг/л;

$\gamma$  – объёмный вес,  $\gamma = 1015$  кг/м<sup>3</sup>;

$k$  – коэффициент стеснения,  $k = 0,5$ ;

$\rho$  – плотность осветлённой воды,  $\rho = 1000$  кг/л;

$\omega_{ос}$  – скорость осаждения,  $\omega_{ос} = 0,4$  мм/с =  $0,4 \cdot 10^{-3}$  м<sup>3</sup>/с.

Диаметр сгустителя:

$$D = \sqrt{\frac{F_{сг}}{0,785}} = \sqrt{\frac{275,75}{0,785}} \approx 18,7 \text{ м.}$$

Принимаем один рабочий, один резервный сгуститель.

Параметры принятого сгустителя:

- сгуститель радиальный, диаметр 18,7 м;
- рабочая глубина 3 м;
- уклон дна к центральному приямку 8°;
- рама со скребками и вертикальными лопастями при диаметре 18,7 м – двухконцевая;
- сечения лопастей – прямоугольный треугольник с отношением катетов 1:1,4;
- отношения общего поперечного сечения всех лопастей на конце рамы к площади поперечного сечения принимаемого ими объёма осадка 0,3;
- крепление лопастей – меньшим катетом сечения лопасти к раме с обращением гипотенузы к оси вращения рамы;



- шаг лопастей – переменный от  $3b$  у оси вращения и на конце рамы до  $5b$  в середине рамы, где  $b$  – ширина лопасти;
- ввод осадка на  $1,0 - 1,5$  м выше дна в цилиндре сгустителя;
- отвод осадка из центрального прямка;
- отвод осветлённой воды – поплавковым водозаборником.

Далее осадок перекачивается в ёмкость сгущенного осадка.

#### Ёмкость сгущенного осадка.

В резервуар для приёма осадка поступает осадок с влажностью  $99,8\%$ . После сгустителя объём сгущенного осадка имеет влажность  $50\%$ , следовательно объём осадка уменьшается примерно в два раза.

Тогда объём ёмкости для сгущенного осадка:

$$W_{cz} = \frac{W_p}{2} = \frac{587,19}{2} = 293,60 \text{ м}^3.$$

Принимаем высоту слоя осадка  $h = 2$  м и определяем площадь ёмкости в плане:

$$F_{cz} = \frac{W_{cz}}{h} = \frac{293,6}{2} = 146,8 \text{ м}^2.$$

Принимаем размеры ёмкости в плане  $a \times b = 12 \times 15$  м.

$$F'_{cz} = (a - 0,2) \cdot (b - 0,2) = (12 - 0,2) \cdot (15 - 0,2) = 174,64 \text{ м}^2.$$

Высота слоя раствора в ёмкости составит:

$$h' = \frac{W_{cz}}{F'_{cz}} = \frac{293,6}{174,64} = 1,7 \text{ м}.$$

Высота сухого борта:

$$h_{c\sigma} = h - h' = 2,0 - 1,7 = 0,3 \text{ м}.$$

Осветлённая вода из ёмкости сбрасывается в канализацию, а осадок далее поступает в накопители.

#### Накопители.

Накопители следует предусматривать для обезвоживания и складирования осадка при его многолетнем уплотнении с удалением выделившейся воды. В качестве накопителей

надлежит использовать овраги, отработанные карьеры на естественном основании, глубиной не менее 2 м.

Расчёт вместимости накопителя, работающего без сброса осветлённой воды в зимний период с предварительным сгущением осадка в сгустителях производят следующим образом.

Принимаем две секции накопителя.

Расчитываем объём накопителя, предназначенного для приёма осадка десятого года эксплуатации по характерным периодам года:

$$W = \frac{Q_{\text{полн}} \cdot T_n \cdot C_e}{10000 \cdot (100 - P_e) \cdot \rho_e},$$

где  $T_n$  – длительность подачи осадка в году, сут;

$C_e$  – среднегодовая концентрация взвешенных веществ в очищаемой воде, г/м<sup>3</sup>;

$P_e$  и  $\rho_e$  – средняя влажность осадка, % и средняя плотность осадка, т/м<sup>3</sup>, соответственно, определяется по рисунку 9 Приложения 9 /1/.

Зимний период:

$$\begin{aligned} W_z &= \frac{Q_{\text{полн}} \cdot T_n \cdot C_e}{10000 \cdot (100 - P_e) \cdot \rho_e} = \\ &= \frac{61800 \cdot 150 \cdot 58,64}{10000 \cdot (100 - 72,5) \cdot 1,16} = 1704,05 \text{ м}^3, \end{aligned}$$

где  $T_n$  – продолжительность зимнего периода  $T_n = 150$  сут;

$C_e$  – концентрация взвешенных веществ, для зимнего периода в очищаемой воде,  $C_e = C_e^{\text{min}} = 58,64$  г/м<sup>3</sup>;

$P_e$  и  $\rho_e$  – средняя влажность осадка и средняя плотность осадка, по рисунку 9 Приложения 9 /1/ определяем: для 10-го года ( $M = 50 - 250$ , применяемый реагент  $R - Al_2(SO_4)_3$ )  $P_e = 72,5\%$ ,  $\rho_e = 1,16$  т/м<sup>3</sup>.

Летне – осенний период:

$$W_{л-о} = \frac{Q_{полн} \cdot T_n \cdot C_г}{10000 \cdot (100 - P_г) \cdot \rho_г} =$$

$$= \frac{61800 \cdot 60 \cdot 117,28}{10000 \cdot (100 - 72,5) \cdot 1,16} = 1363,24 \text{ м}^3,$$

где  $T_n$  – продолжительность летне – осеннего периода  
 $T_n = 60$  сут;

$C_г$  – концентрация взвешенных веществ, для летне – осеннего периода в очищаемой воде,

$$C_г = 2 \cdot C_г^{\min} = 2 \cdot 58,64 = 117,28 \text{ г/м}^3;$$

$P_г$  и  $\rho_г$  – средняя влажность осадка и средняя плотность осадка, по рисунку 9 Приложения 9 /1/ определяем: для 10-го года  $M = 50 - 250$ , применяемый реагент  $R - Al_2(SO_4)_3$   
 $P_г = 72,5\%$ ,  $\rho_г = 1,16 \text{ т/м}^3$ .

Весенний период:

$$W_г = \frac{Q_{полн} \cdot T_n \cdot C_г}{10000 \cdot (100 - P_г) \cdot \rho_г} =$$

$$= \frac{61800 \cdot 165 \cdot 438,64}{10000 \cdot (100 - 67) \cdot 1,23} = 11019,49 \text{ м}^3,$$

где  $T_n$  – продолжительность летнего периода  $T_n = 165$  сут;

$C_г$  – концентрация взвешенных веществ, для весеннего периода в очищаемой воде,  $C_г = C_г^{\max} = 438,64 \text{ г/м}^3$ ;

$P_г$  и  $\rho_г$  – средняя влажность осадка и средняя плотность осадка, по рисунку 9 Приложения 9 /1/ определяем: для 10-го года  $M = 250 - 1000$ , применяемый реагент  $R - Al_2(SO_4)_3$   
 $P_г = 67\%$ ,  $\rho_г = 1,23 \text{ т/м}^3$ .

Объём накопителя для приёма годового количества осадка десятого года эксплуатации составит:

$$W_{10} = W_з + W_{л-о} + W_г =$$

$$= 1704,05 + 1363,24 + 11019,49 = 14086,78 \text{ м}^3.$$

Вместимость накопителя находят по формуле:

$$\begin{aligned}
 W_{\text{нак}} &= 10^{-4} \cdot Q_{\text{полн}} \cdot T_n \cdot C_{\epsilon} \cdot \left[ \frac{1}{(100 - P_{\epsilon 1}) \cdot \rho_{\epsilon 1}} + \right. \\
 &+ \frac{1}{(100 - P_{\epsilon 2}) \cdot \rho_{\epsilon 2}} + \dots + \left. \frac{1}{(100 - P_{\epsilon 9}) \cdot \rho_{\epsilon 9}} \right] + W_{10} = \\
 &= 10^{-4} \cdot 61800 \cdot 365 \cdot 204,33 \cdot \left[ \frac{1}{(100 - 83) \cdot 1,1} + \frac{1}{(100 - 79) \cdot 1,13} + \right. \\
 &\frac{1}{(100 - 75,5) \cdot 1,14} + \frac{1}{(100 - 74) \cdot 1,15} + \frac{1}{(100 - 73) \cdot 1,16} + \\
 &\frac{1}{(100 - 72,5) \cdot 1,16} + \frac{1}{(100 - 72) \cdot 1,16} + \frac{1}{(100 - 72) \cdot 1,16} + \\
 &\left. \frac{1}{(100 - 72) \cdot 1,15} \right] + 14086,78 = 161933,82 \text{ м}^3.
 \end{aligned}$$

где  $C_{\epsilon}$  – среднегодовая концентрация взвешенных веществ в очищаемой воде,

$$C_{\epsilon} = \frac{58,64 + 117,28 + 438,64}{3} = 204,33 \text{ г/м}^3;$$

$P_{\epsilon}$  и  $\rho_{\epsilon}$  – средняя влажность осадка и средняя плотность осадка, по рисунку 9 Приложения 9 /1/ определяем для  $M = 50 - 250$ , применяемый реагент  $R - Al_2(SO_4)_3$ :  $P_1 = 83\%$ ,  $\rho_1 = 1,1 \text{ т/м}^3$ ;  $P_2 = 79\%$ ,  $\rho_2 = 1,13 \text{ т/м}^3$ ;  $P_3 = 75,5\%$ ,  $\rho_3 = 1,14 \text{ т/м}^3$ ;  $P_4 = 74\%$ ,  $\rho_4 = 1,15 \text{ т/м}^3$ ;  $P_5 = 73\%$ ,  $\rho_5 = 1,16 \text{ т/м}^3$ ;  $P_6 = 72,5\%$ ,  $\rho_6 = 1,16 \text{ т/м}^3$ ;  $P_7 = 72\%$ ,  $\rho_7 = 1,16 \text{ т/м}^3$ ;  $P_8 = 72\%$ ,  $\rho_8 = 1,16 \text{ т/м}^3$ ;  $P_9 = 72\%$ ,  $\rho_9 = 1,15 \text{ т/м}^3$ .

Примем высоту накопителя  $h = 5$  м, тогда площадь накопителя в плане составит:

$$F_{\text{нак}} = \frac{W_{\text{нак}}}{h} = \frac{161933,82}{5} = 32386,76 \text{ м}^2.$$

Размеры накопителя в плане примем  $180 \times 180$  м. Посередине устраиваем естественную перегородку.

Фактическая высота накопителя составит:

$$h_{\phi} = \frac{W_{\text{нак}}}{F_{\text{нак}}^{\phi}} = \frac{161933,82}{180 \cdot 180} = 5,0 \text{ м}.$$

Подбор насосного оборудования.

1) Из горизонтального отстойника и резервуара – усреднителя в резервуар для приёма осадка перекачка производится поршневыми насосами.

Из горизонтального отстойника в резервуар для приёма осадка.

$$W_{\text{ос}} = 523,17 \text{ м}^3.$$

По таблице V.27 /3/ принимаем насос марки ПН-50. Параметры насоса: подача  $Q_n = 54 \text{ м}^3/\text{ч}$ ; напор  $H = 30$  м; мощность электродвигателя  $N = 10$  кВт. Принимаем пять рабочих насосов и один резервный.

Время перекачки составит:

$$t_n = \frac{W_{\text{ос}}}{Q_n \cdot n} = \frac{523,17}{54 \cdot 4} = 1,94 \text{ ч} \approx 117 \text{ мин}.$$

Из резервуара - усреднителя в резервуар для приёма осадка.

$$Q_{\text{ос}}^{\text{pez}} = 64,02 \text{ м}^3.$$

По таблице V.27 /3/ принимаем насос марки ПН-28. Параметры насоса: подача  $Q_n = 28 \text{ м}^3/\text{ч}$ ; напор  $H = 30$  м; мощность электродвигателя  $N = 4,5$  кВт. Принимаем два рабочих насосов и один резервный.

Время перекачки составит:

$$t_n = \frac{Q_{\text{ос}}^{\text{pez}}}{Q_n \cdot n} = \frac{64,02}{28 \cdot 2} = 1,14 \text{ ч} \approx 69 \text{ мин}.$$

2) Из резервуара для приёма осадка в сгуститель перекачка также осуществляется поршневыми насосами.

$$W_p = 587,19 \text{ м}^3.$$

По таблице V.27 /3/ принимаем насос марки ПН-50. Параметры насоса: подача  $Q_n = 54 \text{ м}^3/\text{ч}$ ; напор  $H = 30 \text{ м}$ ; мощность электродвигателя  $N = 10 \text{ кВт}$ . Принимаем шесть рабочих насосов и один резервный.

Время перекачки составит:

$$t_n = \frac{W_p}{Q_n \cdot n} = \frac{587,19}{54 \cdot 6} = 1,81 \text{ ч} \approx 109 \text{ мин.}$$

3) Из сгустителя в ёмкость сгущенного осадка и из ёмкости сгущенного осадка в накопители.

$$W_{cz} = 293,60 \text{ м}^3.$$

По таблице V.27 /3/ принимаем насос марки ПН-50. Параметры насоса: подача  $Q_n = 54 \text{ м}^3/\text{ч}$ ; напор  $H = 30 \text{ м}$ ; мощность электродвигателя  $N = 10 \text{ кВт}$ . Принимаем три рабочих насоса и один резервный.

Время перекачки составит:

$$t_n = \frac{W_{cz}}{Q_n \cdot n} = \frac{293,6}{54 \cdot 3} = 1,81 \text{ ч} \approx 109 \text{ мин.}$$

## 20 РАСЧЁТ ЭКСПЛУАТАЦИОННЫХ ЗАТРАТ НА СТАНЦИИ ВОДОПОДГОТОВКИ

Расчёт заключается в определении себестоимости очистки 1 м<sup>3</sup> воды.

Себестоимость определяется по формуле:

$$C = \frac{\mathcal{E}}{Q_{год}},$$

где  $\mathcal{E}$  – эксплуатационные затраты за год, руб;

$Q_{год}$  – годовой расход воды, м<sup>3</sup>/год:

$$Q_{год} = 365 \cdot Q_{полезн}.$$

Годовые эксплуатационные затраты определяются по формуле:

$$\mathcal{E} = Z_p + Z_э + Z_{zn} + Z_{mw} + Z_{mp} + Z_n,$$

где  $Z_p$  – затраты на реагенты, тыс. руб:

$$Z_p = \frac{K \cdot D_p \cdot Q_{год}}{10^6} \cdot C_p,$$

где  $K$  – коэффициент, учитывающий качество воды,

$K = 0,5 - 0,7$ , для хлора –  $K = 1,0$ ;

$D_p$  – доза реагента, г/м<sup>3</sup>;

$C_p$  – стоимость реагента, руб/т;

$Z_э$  – затраты на электроэнергию, тыс. руб:

$$Z_э = N \cdot T_{исп} \cdot C,$$

где  $N$  – мощность всех электродвигателей. Складывается из суммы мощности всего установленного на станции водоподготовки силового оборудования (воздуходувки, насосы – дозаторы, промывные насосы, насосы для перекачки, извести-гасилки и т.д.), без учёта резервных. Полученную нормативную мощность  $N_y$  увеличивают на 15% для непредвиденных потребителей, кВт,

$$N = 1,15 \cdot N_y;$$

$T_{исп}$  – время использования оборудования за год,

$$T_{исп} = 8760 \text{ ч};$$

$Z_{зн}$  – затраты на заработную плату рабочих, с учётом премиальных, тыс. руб:

$$Z_{зн} = 1,3 \cdot N_p \cdot \Phi_3 \cdot n,$$

где  $N_p$  – число рабочих на станции, принимается по укрупнённым показателям в зависимости от производительности станции водоподготовки;

$\Phi_3$  – месячная заработная плата одного рабочего, руб/мес;

$n$  – количество месяцев в году;

$Z_{мв}$  – затраты на техническую воду, расходуемую на промывку (если сооружение промывается неочищенной технической водой), тыс. руб:

$$Z_{мв} = Q_{мв} \cdot C_г,$$

где  $Q_{мв}$  – годовой расход технической воды на промывку:

$$Q_{мв} = q_{np} \cdot t \cdot n_{np} \cdot N_c \cdot T,$$

где  $q_{np}$  – расход промывной воды на одно сооружение (скорый фильтр, контактный префильтр, контактный осветлитель и т.д.), м<sup>3</sup>/ч;

$t$  – продолжительность промывки, ч;

$n_{np}$  – количество промывок в сутки;

$N_c$  – количество промываемых сооружений;

$T$  – количество дней в году;

$C_г$  – стоимость 1 м<sup>3</sup> технической воды, руб/м<sup>3</sup>;

$Z_{мр}$  – затраты на текущий ремонт, размер которых принимается в процентах от их стоимости:

– для оборудования – 3,8 %;

– для зданий и сооружений – 0,7%;



$Z_n$  – неучтённые расходы на отопление помещений, содержащихся участков, приобретение инвентаря и прочие расходы. Принимаются 3% от прочих эксплуатационных затрат:

$$Z_n = 0,03 \cdot (Z_p + Z_э + Z_{zn} + Z_{mv} + Z_{mp}).$$

## Литература

- 1 Водоснабжение. Наружные сети и сооружения. СНиП 2.04.02 – 84. – М.: Гос. комитет СССР по делам строительства, 1985. – 134 с.
- 2 Кузьмин Ю.М. Сетчатые установки систем водоснабжения. – Л.: Стройиздат, 1976. – 160 с.
- 3 Оборудование водопроводно – канализационных сооружений/ А.С. Москвитин, Б.А. Москвитина, Г.М. Мирончик, Р.Г. Шапиро; Под ред. А.С. Москвитина. – М.: Стройиздат, 1979. – 430 с.
- 4 Шевелев Ф.А., Шевелев А.Ф. Таблицы для гидравлического расчёта водопроводных труб. – М.: Стройиздат, 1984. – 116 с.

## ПРИЛОЖЕНИЕ

Таблица П1– Характеристика микрофильтров и барабанных сеток

Характеристика	Марка											
	МФ-1-1	БС-1-1	МФ-1-2	БС-1-2	МФ-1-3	БС-1-3	МФ-11-1	БС-11-1	МФ-11-2	БС-11-2	МФ-11-3	БС-11-3
	Размер барабана (диаметр × длина), м											
	1,5×1		1,5×2		1,5×3		3×1,5		3×3		3×4,5	
Производительность, тыс. м <sup>3</sup> /сут	4	10	8	20	12	30	15	35	30	70	45	105
Мощность электродвигателя, кВт	2,8	1,7	2,5	1,7	2,5	1,7	4,0	2,8	4,0	2,8	4,0	2,8
Габаритные размеры, мм:												
длина	2800		3900		4900		3300		4900		6400	
ширина	1670		1670		1670		3180		3180		3180	
высота	1960		1960		1960		3430		3430		3430	
Размеры камеры, мм												
длина	2095		3160		4196		2606		4122		5635	
ширина	2660		2660		2660		4060		4060		4060	
расстояние от оси до дна	1000		1000		1000		1700		1700		1700	
Число фильтрующих элементов	18		36		54		18		36		54	

Таблица П2 – Насосы для перекачки раствора коагулянта

Марка насоса	Производительность, м <sup>3</sup> /ч	Напор, м	Мощность электродвигателя, кВт
1,5Х-6Л-1	5,4 – 12	20 – 14,5	3 – 4
2Х-9Л-1	12 – 29	20 – 14	3 – 4
2Х-6Л-1	12 – 29	34,5 – 25	5,5 – 7,5
3Х-9Л-1-41	29 – 60	35 – 26	10 – 13
4Х-12Л-1	61 – 116	31 – 27	22 – 30

Таблица П3 – Характеристика воздуходувок

Избыточное давление, м	Подача, м <sup>3</sup> /мин			
	марка воздуходувки			
	ВК – 1,5	ВК – 3	ВК – 6	ВК – 12
3	1,58	3,48	6,3	10,5
6	1,4	3,1	5,7	10,4
8	1,18	2,54	5,45	10,3
10	0,91	2,09	4,9	10,2
12	0,64	1,54	4,2	9,9
14	0,38	0,98	3,6	9,6
16	0,13	0,55	2,75	9,2
18	0	0	1,9	8,9
22	–	–	0	7,8
Мощность электродвигателя, кВт	4	7,5	18,5	22,0
Габаритные размеры				
длина	660	1225	1500	1840
ширина	562	527	580	780
высота	850	990	1370	1750

Таблица П4 – Характеристика поплавковых дозаторов

Марка дозатора	Раствор	Расход раствора, м <sup>3</sup> /ч	Диаметр приёмной трубки дозатора, мм	Масса, кг
ПД <sub>к</sub> – 40	кислый	0,9	40	3,68
ПД <sub>к</sub> – 60		2,2	60	4,08
ПД <sub>к</sub> – 70		2,5	70	5,66
ПД <sub>щ</sub> – 32	нейтральный или щелочной	0,9	32	4,27
ПД <sub>щ</sub> – 50		2,2	50	5,28
ПД <sub>щ</sub> – 70		2,5	70	7,36

Таблица П5 – Характеристика насосов – дозаторов

Марка насоса – дозатора	Производительность, м <sup>3</sup> /ч	Напор, м	Мощность электродвигателя, кВт
НД 100/10	0,10	100	0,27
НД 630/10	0,63	100	1,10
НД 1000/10	1,00	100	2,20
НД 1600/10	1,60	100	3,00
НД 2500/ 10	2,50	100	3,00
1В6/10х	0,45 – 4,3	60	4,00

Таблица П6 – Характеристика известигасилок и шаровых мельниц

Марка	Производительность, т/ч	Габаритные размеры, мм			Мощность электродвигателя, кВт
		длина	ширина	высота	
Известигасилки					
С-322	1,0	1770	1750	1540	2,8
С-703	1,5 – 2	3260	980	1030	2,8
СМ-1247	2 – 3	280	996	1560	2,2
Шаровые мельницы					
СМ-432	0,5 – 0,9	5088	1800	1700	20
СМ-6003	1,5-1,6	7335	2215	2220	55
СМ-6001	2,9 – 13,3	9569	3140	2800	100

Таблица П7 – Характеристика гидравлических и лопа-  
стных мешалок

Марка мешалки	Объём, м <sup>3</sup>	Диаметр цилиндрической части, мм	Высота цилиндрической части, мм	Полная высота, мм	Мощность электродвигателя, кВт
Гидравлические мешалки					
М-1	1	1200	1000	1700	–
М-2	2	1600	1100	1926	–
М-4	3	1600	1530	2800	–
М-8	8	2000	2040	3800	–
М-14	14	2600	2610	4600	–
Лопастные мешалки					
ПМТ-16	2,9	1600	1720	3015	1,5
ПМТ-20	5,6	2000	2120	3440	5,5
ПМТ-25	12,2	2500	2620	4240	5,5
ПМТ-31	24,5	3100	3255	4508	3,0
ПМТ-40	41,0	4000	3890	2800	3,0

Таблица П8 – Характеристика хлораторов

Марка хлоратора	Производительность по хлору, кг/ч	Габаритные размеры, мм
ЛК-10 (МП)	0,04 – 0,8	530×230×60
ЛК-10 (СП)	1,0 – 5,4	530×230×60
ЛК-10 (БП)	2,0 – 25	800×340×200
ЛК-11 (СП)	0,5 – 5,0	500×200×125
ЛК-12	1,8 – 25,4	760×280×350
ЛОНИИ – 100	0,6 – 10	830×650×160

Примечание: МП – малой производительности, СП – средней производительности, БП – большой производительности.

Таблица П9 – Характеристика фильтров с загрузкой из горелых пород

Характеристика загрузки				Коэффициент неоднородности	Скорость фильтрования, м/с		Промывка	
Высота слоя, м	Диаметр зёрен, мм				$V_n$	$V_\phi$	$\omega$ , л/(с·м <sup>2</sup> )	$t$ , мин
	min	max	эквивалентный					
0,7-0,8	0,5	1,2	0,8	2,2	8	10	14	8
1,2-1,3	0,7	1,5	1,0	2,0	11	13	16	7
1,8-2,0	0,9	1,8	1,2	1,7	14	17	18	6

Таблица П10 – Характеристика напорных фильтров

Материал загрузки	Крупность зёрен загрузки, мм	Коэффициент неоднородности	Скорость фильтрования, м/ч	Интенсивность промывки, л/(с·м <sup>2</sup> )	
				водяной	воздушной
Кварцевый песок	0,8 – 1,8	1,8	10 – 12	6 – 8	15 – 20
Кварцевый песок	1,5 – 2,5	2,0	13 – 15	6 – 8	18 – 25
Антрацит дроблённый	0,8 – 1,8	1,8	10 – 12	6 – 8	13 – 15
Антрацит дроблённый	1,5 – 2,5	2,0	13 – 15	6 – 8	16 – 20



Таблица П11 – Основные размеры напорных вертикальных кварцевых фильтров

Диаметр фильтра, мм	Площадь фильтра, м <sup>2</sup>	Высота слоя загрузки, м	Вес, т	
			без арматуры	нагрузочный
1000	0,78	1,0	0,92	4,0
1500	1,77	1,0	1,48	8,5
2000	3,14	1,0	2,22	15,0
2600	5,31	1,0	3,94	28,0
3000	7,06	1,0	5,12	37,0
3400	9,07	1,0	6,54	50,0